



**TUGAS AKHIR TK 145501**

**PABRIK BIODIESEL DARI PFAD (*PALM FATTY ACID DISTILLATE*) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI METODE *FOOLPROOF***

Liga Indriyani  
NRP. 2312 030 027

Dini Suryani  
NRP. 2312 030 037

Dosen Pembimbing  
Ir. Imam Syafril, M.T.

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2015**



**FINAL PROJECT TK 145501**

**BIODIESEL PLANT FROM PFAD (PALM FATTY ACID  
DISTILLATE) WITH TRANSESTERIFICATION  
PROCESS THROUGH FOOLPROOF METHOD**

Liga Indriyani  
NRP. 2312 030 027

Dini Suryani  
NRP. 2312 030 037

Lecturer  
Ir. Imam Syafril, M.T.

**DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2015**

**LEMBAR PERSETUJUAN PENGESAHAN  
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :  
PABRIK BIODIESEL DARI PFAD (*PALM FATTY ACID  
DISTILLATE*) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI  
METODE FOOLPROOF"**

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

**Dosen Pembimbing**



**Ir. Imam Syafril, MT.**  
**NIP. 19570819 198601 001**

**Mengetahui**

**Ketua Program Studi  
DIII Teknik Kimia FTI-ITS**



**Ir. Budi Setiawan, MT.**  
**NIP. 19540220 098701 1 001**

**Koordinator Tugas Akhir  
DIII Teknik Kimia FTI-ITS**



**Achmad Ferdiasyah, P.P, ST, MT**  
**NIDN. 230020120802**


## LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada tanggal 15 Juni 2015, dengan judul **“PABRIK BIODIESEL DARI PFAD (PALM FATTY ACID DISTILLATE) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI METODE FOOLPROOF”**, yang disusun oleh :

**LIGA INDRIYANI**  
**DINI SURYANI**

(2312 030 027)  
(2312 030 037)

**Mengetahui/menyetujui**  
**Dosen Penguji**

  
**Ir. Agung Subyakto, MS**  
**NIP. 19580312198601 1 001**

  
**Achmad Ferdiasyah, P.P,ST,MT**  
**NIDN. 230020120802**

**Mengetahui,**

  
**Koordinator Tugas Akhir**  
**DIH Teknik Kimia FTI-ITS**

  
**Dosen Pembimbing**  
**DIH Teknik Kimia FTI-ITS**

**Achmad Ferdiasyah, P.P,ST,MT**  
**NIDN. 230020120802**

**Ir. Imam Syafril, MT.**  
**NIP. 19570819 198601 001**

# **PABRIK BIODIESEL DARI PALM FATTY ACID DISTILLATE DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI METODE FOOLPROOF**

Nama Mahasiswa : Liga Indriyani (2308 030 027)  
: Dini Suryani (2308 030 037)  
Jurusan : D-III Teknik Kimia FTI-ITS  
Dosen Pembimbing : Ir.Imam Syafril, MT

## **ABSTRAK**

*Biodiesel memiliki karakteristik antara lain cair, warna kekuningan dengan densitas  $0,887 \text{ kg/m}^3$ . Pabrik ini menggunakan proses transesterifikasi metode foolproof dan mempunyai kapasitas sebesar 225910 kg methyl ester/hari. Lokasi pendirian pabrik di Medan, Sumater Utara dipilih berdasarkan ketersediaan bahan baku, air dan kemudahan transportasi.*

*Dalam proses pembuatan biodiesel ini meliputi tiga tahap, yaitu tahap esterifikasi, transesterifikasi dan pemurnian. Pada tahap esterifikasi, FFA direaksikan dengan methanol kondisi operasi  $60^\circ\text{C}$  1 atm dan menggunakan katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Pada tahap transesterifikasi, trigliserida dan FFA direaksikan dengan methanol dengan katalis  $\text{NaOCH}_3$  pada kondisi operasi  $60^\circ\text{C}$  1 atm. Pada tahap pemurnian, methyl ester mengalami pemisahan dengan vaporizer.*

*Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari /tahun dan 24 jam /hari. Fatty Acid Distillate (PFAD) yang dibutuhkan sebesar 227053,0303 kg/hari dengan bahan baku pendukung yaitu  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , metanol dan NaOH. Kebutuhan utilitasnya adalah Air sanitasi, air reboiler, dan air pendingin yaitu masing-masing sebesar  $34,13 \text{ m}^3/\text{hari}$ ,  $677240,35 \text{ m}^3/\text{hari}$ , dan  $59531,24088 \text{ m}^3/\text{hari}$ .*

*Kata kunci : Fatty Acid Distillate (PFAD), Biodiesel, Esterifikasi, dan Transesterifikasi,*



# **BIODIESEL PLANT FROM PALM FATTY ACID DISTILLATE WITH TRANSESTERIFICATION PROCESS THROUGH FOOLPROOF METHOD**

Name : Liga Indriyani (2308 030 027)  
: Dini Suryani (2308 030 037)  
Department : D-III Teknik Kimia FTI-ITS  
Lecturer : Ir.Imam Syafril, MT

## **ABSTRACT**

*The characteristic of biodiesel are liquid, yellowish, and a density of  $0,887 \text{ kg/m}^3$ . This biodiesel plant use transesterification process through foolproof method with a capacity of 225910 kg methyl ester/day. This plant located in Medan, Sumater Utara, the location is chosen for its raw material and water avaliability, also the ease of transportation.*

*Biodiesel production process consists of 3 stagess, which are esterification, transesterification and purification. In the stage of esterification, the FFA is reacted to the methanol with an sunan candlenut oil and methanol process at  $60^\circ\text{C}$  1 atm. In the stage of transesterification, the triglycerides and the FFA is reacted to methanol with a feed and methanol and  $\text{NaOCH}_3$  as catalyst with a process at  $60^\circ\text{C}$  1 atm. In the stage of purification, the methyl esters is*

*This plant is projected to operate batch for 24 hours/day and 330 days/year. This plant required 227053,0303 kg of Fatty Acid Distillate (PFAD) a day and methanol, sulfuric acid, NaOH as the supporting materials. The water utilities required for this plant are sanitation water, reboiler water, and cooling water, respectively by  $34,13 \text{ m}^3/\text{day}$ ,  $677240,35 \text{ m}^3/\text{day}$ , dan  $59531,24088 \text{ m}^3/\text{day}$ .*

*Key word : Fatty Acid Distillate (PFAD), Biodiesel, esterification, and transesterification.*

## KATA PENGANTAR

Puji Syukur senantiasa kami panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa oleh karena rahmat dan karuniaNya sehingga pada akhirnya kami sebagai penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir kami yang berjudul “Pabrik Biodiesel Dari Pfad (*Palm Fatty Acid Distillate*) Dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof”.

Tidak lupa juga kami mengucapkan banyak terima kasih kepada berbagai pihak yang telah membantu kami dalam penyusunan hingga penulisan Tugas Akhir ini, antara lain:

1. Ibu dan bapak tercinta, atas dukungan biaya dan nasehat-nasehatnya.
2. Bapak Ir. Budi Setiawan. MT, selaku koordinator program studi D III Teknik Kimia FTI-ITS
3. Bapak Ir. Imam Syafril. MT, selaku dosen pembimbing Tugas Akhir kami.
4. Bapak Ir. Agung Subyakto. MS, selaku dosen penguji Tugas Akhir kami.
5. Bapak Ach. Ferdiasyah, PP.ST.MT, selaku dosen penguji Tugas Akhir kami.
6. Bapak Ach. Ferdiasyah, PP.ST.MT, selaku Koordinator Tugas Akhir kami.
7. Bapak dan Ibu dosen serta karyawan D-III Teknik Kimia FTI-ITS semuanya.

Kami menyadari akan banyaknya kekurangan dalam penulisan Tugas Akhir ini, namun kami sebagai penyusun berharap agar Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi para pembaca sekalian, khususnya dalam menambah wawasan bagi para pembacanya.

Surabaya, Juni 2015

Penyusun

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK .....	i
ABSTRACT .....	ii
KATA PENGANTAR .....	iii
DAFTAR ISI .....	iv
DAFTAR GAMBAR.....	vi
DAFTAR TABEL .....	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang .....	I-1
I.2. Dasar Teori.....	I-5
I.3. Kegunaan .....	I-16
I.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	I-12
I.4.1. Bahan Baku Utama .....	I-17
I.4.2. Bahan Baku Pembantu.....	I-18
I.4.3. Produk.....	I-20
I.5.3.1. Produk Utama .....	I-20
I.5.3.2. Produk Samping.....	I-21
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses .....	II-1
II.1.1. Esterifikasi .....	II-1
II.1.2. Transesterifikasi .....	II-1
II.1.2.1 Single Stages.....	II-3
II.1.2.1.1 Metode Mike Pelly .....	II-4
II.1.2.2 Double Stages .....	II-5
II.1.2.2.1 Metode Foolproof .....	II-6
II.1.2.2.2 Metode Lurgi .....	II-7
II.2 Seleksi Proses .....	II-8
II.3 Uraian Proses Terpilih .....	II-9
II.3.1. Deskripsi Proses .....	II-9
II.3.2. Blok Diagram Proses .....	II-11
BAB III NERACA MASSA .....	III-1
BAB IV NERACA PANAS .....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN .....	V-1



BAB VI UTILITAS .....	VI-1
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA ..	VII-1
BAB VIII PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI .....	VIII-1
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA ....	IX-1
BAB X KESIMPULAN .....	X-1
DAFTAR NOTASI .....	vii
DAFTAR PUSTAKA .....	vii
LAMPIRAN :	
APPENDIKS A .....	A-1
APPENDIKS B .....	B-1
APPENDIKS C .....	C-1

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Sifat Fisika Kimia PFAD.....	I-4
Tabel 1.2 Kandungan PFAD .....	I-4
Tabel 1.3. Kandungan Asam Lemak Jenuh dan Tak Jenuh dalam PFAD .....	I-4
Tabel I.4. Data Produksi dan Ekspor PFAD.....	I-6
Tabel I.5. Perkembangan Diesel di Indonesia .....	I-8
Tabel I.6. Nilai Masa Depan Produksi, Konsumsi, Impor dan Ekspor Diesel .....	I-12
Tabel 1.7 Standar Mutu Biodiesel Indonesia .....	I-13
Tabel 1.8 Sifat Fisik PFAD (Palm Fatty Acid Distillate).....	I-17
Tabel I.9 Sifat Kimia PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) .....	I-17
Tabel I.10 Komposisi Asam Lemak PFAD.....	I-18
Tabel I.10 Karakteristik Produk Biodiesel dari PFAD.....	I-20
Tabel IV.1 Neraca Energi Preheater.....	IV-1
Tabel IV.2 Neraca Energi Cooler I .....	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Energi Reaktor Esterifikasi .....	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Energi Reaktor Pencampuran .....	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Energi Reaktor Transesterifikasi .....	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Energi Vaporizer I .....	IV-7
Tabel IV.7 Neraca Energi Cooler II .....	IV-8
Tabel IV.8 Neraca Energi Distilasi .....	IV-9
Tabel IV.9 Neraca Energi Vaporizer II .....	IV-9

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.1 Reaksi esterifikasi.....	II-1
Gambar 2.1.2 Reaksi transesterifikasi.....	II-3
Gambar 2.1.1.1.1. Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Mike Pelly .....	II-6
Gambar 2.1.2.1 Blok Diagram Pembuatan Biodiesel melalui Proses Transesterifikasi.....	II-7
Gambar 2.1.2.2.1 Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Foolproof .....	II-8
Gambar 2.1.2.2.2. Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Lurgi .....	II-9
Gambar 2.3.2.1. Blok diagram proses .....	II-12

## DAFTAR NOTASI

No.	Simbol	Satuan	Keterangan
1	m	Kg	Massa
2	T	°C	Suhu
3	t	s	Waktu
4	R	m <sup>2</sup> /s	Rate
5	Cp	Kcal/Kg°C	Heat capacity
6	H <sub>L</sub>	Kcal/Kg	Entalpy liquid
7	H <sub>v</sub>	Kcal/Kg	Emtalpy vapor
8	Nre	-	Reynold number
9	λ	Kcal/Kg	Panas latent
10	V	Lt	Volume
11	ρ	g/cc	Densitas
12	μ	Pa.s	Viscositas
13	D	m	Diameter
14	A	m <sup>2</sup>	Luas
15	v	m/s	Kecepatan
16	P	atm	Tekanan
17	F	-	Friksi
18	m <sub>da</sub>	Lbm/h	Kecepatan alir udara
19	M <sub>w</sub>	Lbm/h	Kecepatan alir air
20	W	lbH <sub>2</sub> O/Lb dry air	Humidty
21	Q	KW	Power



## BIODATA PENULIS

### PENULIS I



Penulis bernama Liga Indriyani dilahirkan di Banyuwangi, tanggal 30 Januari 1994, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu: TK Sunan Kalijaga Banyuwangi, SD Negeri 6 Kebondalem, SMP Negeri 1 Bangorejo, SMA Negeri 1 Giri tahun 2012, penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2012 dan terdaftar dengan NRP 2312 030 027

Email : ligaindriyani027@gmail.com

### PENULIS II

Penulis bernama Dini Suryani dilahirkan di Bangkalan, tanggal 17 Desember 1993, merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu: TK Mardi Putra Surabaya, SD Negeri Pacarkeling IV/185 Surabaya, SMP Negeri 9 Surabaya, SMA Negeri 2 Surabaya tahun 2012, penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2012 dan terdaftar dengan NRP 2312 030 037

Email : dinisuryanii@yahoo.com



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Menurut Kepala Badan Kependudukan dan Keluarga Berencana Nasional (BKKBN) jumlah penduduk Indonesia diperkirakan jumlahnya 240 juta jiwa dengan pertumbuhan 1,49% per tahun. Produksi minyak bumi Indonesia yang telah mencapai puncaknya pada tahun 1977 yaitu sebesar 1.685 ribu barel per hari terus menurun hingga tinggal 909 ribu barel per hari tahun 2006, atau menurun dengan laju 1,83% per tahun. Di sisi lain konsumsi minyak bumi terus meningkat dengan laju 5,04% per tahun. Situasi ini membuat Indonesia yang semula sebagai *net eksporter* menjadi *net importer* sejak tahun 2000 dengan tingkat defisit yang semakin meningkat. Apalagi kondisi global yang terjadi di pasar dunia memperlihatkan adanya kecenderungan konsumsi minyak dunia yang terus meningkat, sekitar 70% pada tahun 2030. Hal ini menjadikan Indonesia berpotensi menghadapi masalah energi yang cukup mendasar (Susila dkk, 2008).

Berdasarkan Kebijakan Umum Bidang Energi, ditegaskan bahwa pemenuhan kebutuhan energi dalam negeri perlu diarahkan sedemikian rupa menuju kepada diversifikasi sumber energi yaitu peningkatan penggunaan energi non-minyak, mengingat bahwa ekspor minyak mentah masih merupakan salah satu andalan sumber pendapatan devisa negara. Salah satu jenis bahan bakar cair alternatif yang dipandang berpotensi besar untuk dikembangkan di Indonesia adalah bahan bakar minyak dari sumber daya hayati. (Yelmida dkk., 2012).

Pemerintah juga telah mengeluarkan Dasar Hukum Pengembangan Bahan Bakar Nabati (BBN) yang diantaranya mengeluarkan peraturan tentang Standar Biodiesel Indonesia dengan nomor SNI 04-7182-2006 melalui Surat Keputusan Ka. BSN No.73/KEP/BSN/2/2006 dan peraturan tentang spesifikasi bahan bakar yang boleh mengandung biodiesel (FAME: *Fatty*



*Acid Methyl Ester*) sudah dikeluarkan Ditjen Migas (Kep. Ditjen Migas No. 3675 K/24/DJM/2005) (*Pruyanto, 2007*).

Salah satu ide penggunaan minyak nabati yaitu sebagai pengganti bahan bakar diesel yang didemonstrasikan pertama kalinya oleh *Rudolph Diesel* ( $\pm$  tahun 1900). Penelitian di bidang ini terus berkembang dengan memanfaatkan beragam lemak nabati dan hewani untuk mendapatkan bahan bakar hayati (*biofuel*) dan dapat diperbaharui (*renewable*). Perkembangan ini mencapai puncaknya di pertengahan tahun 80-an dengan ditemukannya alkil ester asam lemak yang memiliki karakteristik hampir sama dengan minyak diesel fosil yang dikenal dengan biodiesel (*Haryanto, 2002*).

Minyak biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang terbuat dari sumber daya alam yang dapat diperbarui, meliputi minyak tumbuhan dan hewan, baik di darat maupun di laut. Pada sektor darat dan laut, total sumber penghasil minyak biodiesel lebih dari 50 jenis, meliputi kelapa sawit, jarak pagar, minyak jelantah, kelapa, kapuk/randu, nyamplung, alga, dan lain sebagainya. Biodiesel ini dapat dijadikan sebagai bahan bakar pengganti solar, sebab komposisi fisika-kimia antara biodiesel dan solar tidak jauh berbeda (*Kuncahyo, 2013*).

Pemerintah telah menetapkan bahwa pada tahun 2010 biodiesel akan menggantikan 10% dari konsumsi solar bersubsidi (saat ini jumlahnya 14,5 juta kiloliter per tahun). Untuk tahun 2006, pemerintah menetapkan kebutuhan biodiesel mencapai 700.000 kiloliter, padahal kemampuan produksi baru 110.000 kiloliter. Pada tahun 2007 akan ditingkatkan menjadi 400.000 kiloliter. Jadi, pasar biodiesel pada tahun-tahun mendatang cukup luas (*Pruyanto, 2007*).

Peluang untuk mengembangkan potensi biodiesel di Indonesia cukup besar terutama untuk substitusi minyak solar mengingat saat ini penggunaan minyak solar mencapai sekitar 40% dari total penggunaan BBM untuk sektor transportasi. Sementara penggunaan solar pada industri dan PLTD adalah sebesar 74% dari total penggunaan BBM pada kedua sektor





tersebut. Untuk itulah substitusi biodiesel untuk solar memiliki peluang yang cukup besar (*Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2014*).

Terdapat beberapa kelebihan biodiesel dibandingkan solar atau minyak diesel, yaitu merupakan bahan bakar yang ramah lingkungan karena menghasilkan emisi yang jauh lebih baik (*free sulphur, smoke number* rendah), sesuai dengan isu-isu global, *Cetane number* lebih tinggi ( $>60$ ) sehingga efisiensi pembakaran lebih baik, dan memiliki sifat pelumasan terhadap piston mesin. Bahkan, bila minyak diesel atau solar tidak dapat diuraikan karena berasal dari fosil, biodiesel mudah terurai (*Bali Post, 2005*).

Bukan hanya peluangnya untuk menggantikan solar, peluang besar biodiesel juga disebabkan kondisi alam Indonesia. Indonesia memiliki beranekaragam tanaman yang dapat dijadikan sumber bahan bakar biodiesel. Biodiesel juga memiliki kualitas mirip dengan *petroleum-based* biodiesel yang dapat digunakan pada kendaraan bermesin diesel tanpa perlu modifikasi (*Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2014*).

Sebagai negara penghasil minyak nabati terbesar di dunia, Indonesia memiliki peluang sangat besar untuk mengembangkan biodiesel. Salah satunya adalah biodiesel dengan bahan baku PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*). PFAD merupakan suatu produk samping yang dihasilkan dari proses pemurnian minyak goreng yang banyak mengandung Asam Lemak Bebas (ALB). Secara keseluruhan, proses pembuatan minyak sawit akan menghasilkan 73% olein, 21% stearin, 5-6% PFAD, dan 0,5-1% CPO parit *Crude Palm Oil* (CPO) dapat dijadikan produksi minyak sawit padat (*RBD PO Stearin/Refined Bleached Deodorized Palm Oil Stearin*) dan minyak sawit cair (RBD olein). Pemanfaatan utama RBD olein adalah untuk membuat minyak goreng, sedangkan RBD stearin digunakan untuk membuat margarin dan *shortening*. RBD stearin juga digunakan sebagai bahan baku industri sabun dan deterjen, sedangkan PFAD belum banyak pemanfaatannya (*Karunia dkk, 2008*).



**Tabel I.1** Sifat Fisika-Kimia PFAD

Sifat	Jumlah
Asam lemak bebas	72,3 – 89,4 %
Bilangan iod	51,2 – 57,4 %
Melting point	48
Moisture content	0,08 %
Unsaponifiable matter	2,5 %
Saponification value	198
Impurities	Maks. 1,0

(Sumber : Hui, 1996)

**Tabel I.2** Kandungan PFAD

Kandungan	Jumlah (%)
FFA	72,3 – 89,4
TGA	10,6 – 14,4

(Hui, 1996)

**Tabel I.3** Kandungan Asam Lemak Jenuh dan Tak Jenuh dalam PFAD

Asam Lemak	Rumus Molekul	Komposisi (%) Berat	Jenis Asam Lemak
Asam Laurat	$C_{11}H_{23}COOH$	0,1 – 0,3	Jenuh
Asam Miristat	$C_{13}H_{27}COOH$	0,9 – 1,5	Jenuh
Asam Palmitat	$C_{15}H_{31}COOH$	42,9 – 51,0	Jenuh
Asam Stearat	$C_{17}H_{35}COOH$	4,1 – 4,9	Jenuh
Asam Oleat	$C_{17}H_{33}COOH$	32,8 – 39,8	Tak Jenuh
Asam Linoleat	$C_{17}H_{31}COOH$	8,6 – 11,3	Tak Jenuh

(Hui, 1996).

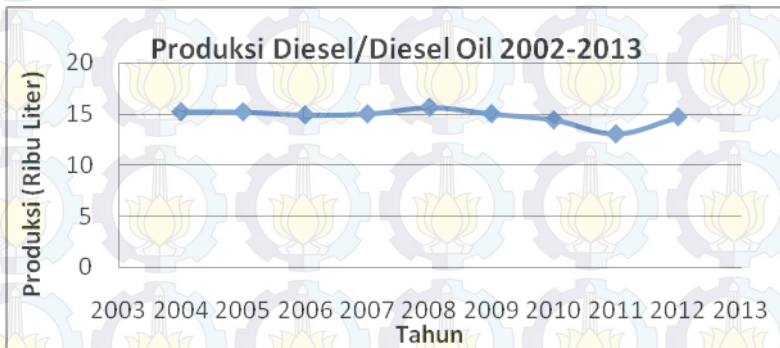
Berdasarkan data yang ditampilkan pada **Tabel I.3**, asam-asam lemak yang terkandung dalam PFAD dapat dikonversi menjadi metil ester asam lemak. Dengan potensi tersedianya



PFAD sekitar 0,21 juta ton per tahun, maka bisa dihasilkan metil ester asam lemak (biodiesel) sebesar 0,189 juta ton. Nilai ini setara dengan 3,78 juta ton atau 4.195,8 juta liter biosolar pertahun. PFAD tidak digunakan sebagai bahan pangan karena beracun. Sehingga PFAD sangat cocok dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan BBM alternatif karena pemakaiannya tidak bersaing dengan kebutuhan pokok manusia dan harganya yang relatif murah (Karunia, 2008).

### I.1.1 Alasan Pendirian Pabrik

Di Indonesia, saat ini produksi diesel/diesel oil semakin lama semakin berkurang. Hal ini dapat ditunjukkan dengan data pada grafik I.1 dibawah ini:



**Grafik I.1** Produksi Diesel/Diesel Oil Tahun 2002-2013  
(Statistik Indonesia, 2013)

Produsen biodiesel skala pabrik di wilayah Indonesia pun sangatlah minim. Berdasarkan literatur yang diperoleh, hanya didapatkan bahwa hanya delapan pabrik swasta yang bergerak dalam bisnis pengolahan biodiesel di Indonesia hingga saat ini. Oleh karena itu, pendirian pabrik biodiesel di Indonesia memiliki potensi yang amat besar untuk dikembangkan.



### I.1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan biodiesel, salah satu bahan yang digunakan adalah PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*). Di Indonesia Produksi PFAD semakin lama semakin meningkat dari tahun ke tahun. Hal ini dapat dilihat dari produksi minyak goreng di Indonesia

**Tabel I.4** Data Produksi dan Ekspor PFAD

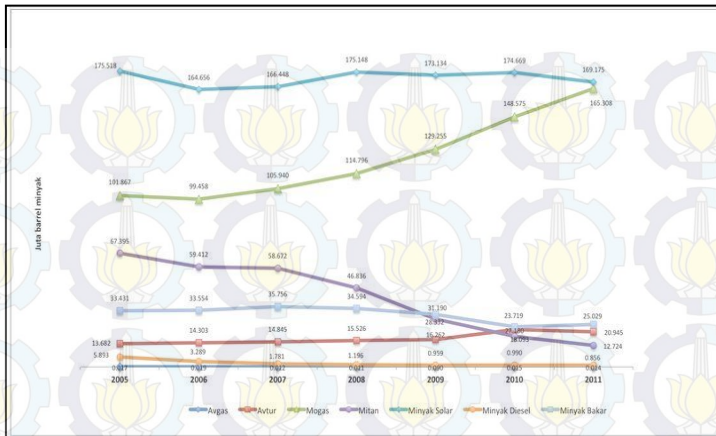
Tahun	Produksi Minyak Goreng	Produksi PFAD (Ton)	Ekspor (Ton)
2007	4.500.000	300.000	280.000
2011	7.600.000	507.000	400.000

(Departemen Perindustrian, 2013)

Dan diperkirakan pada tahun 2017 ketersediaan PFAD mencapai 772.000 ton. Jika diasumsikan PFAD yang diekspor tetap dan pemakaian PFAD untuk industri lain adalah sekitar 200.000 ton maka ketersediaan PFAD di dalam negeri untuk tahun 2017 adalah sekitar 172.000 ton. (Departemen Perindustrian, 2013).

### I.1.3 Kebutuhan dan Aspek Pasar

Substitusi pemakaian bahan bakar minyak (BBM) diesel ke bahan bakar nabati (BBN) atau *biofuel* berupa biodiesel dapat menghemat tingkat konsumsi diesel



**Gambar I.1** Konsumsi Energi Indonesia 2005-2011  
(Statistik Minyak Bumi 2011)

Biodiesel memiliki efek pelumasan yang tinggi, sehingga membuat mesin diesel lebih awet. Biodiesel juga memiliki angka setana relatif tinggi mengurangi ketukan pada mesin sehingga mesin bekerja lebih mulus. Biodiesel juga memiliki *flash point* yang lebih tinggi dibanding solar, tidak menimbulkan bau yang berbahaya sehingga lebih muda dan lebih aman untuk ditangani. Biodiesel juga kadar belerangnya mendekati nol, tidak adanya sulfur berarti penurunan hujan asam oleh emisi sulfat. Penurunan sulfat dalam campuran juga akan mengurangi tingkat korosi, asam sulfat yang berkumpul dalam mesin akan merusak kinerja mesin. Biodiesel juga akan mengurangi tingkat kerusakan lingkungan (USU, 2013).





Parameter	Minyak Solar	Biodiesel
Massa jenis (kg/m <sup>3</sup> )	820 - 870 (15oC)	850 - 890 (40oC)
Viskositas kinematik (40 C; mm <sup>2</sup> /s (cSt))	1,6 - 5,8	2,3 - 6,0
Angka Setana	min, 45	min, 51
Titik Nyala (mangkok tertutup; oC)	min,60	min,100
Titik kabut (oC)	-	maks, 18
Titik Tuang (oC)	maks, 18	-
Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50oC)	maks, No 1	maks, No 3
Residu karbon (% massa)		
- dalam contoh asli, atau	maks, 0,1	maks, 0,05
- dalam 10 % ampas destilasi		maks, 0,30
Air dalam sedimen (% volume)	maks, 0,05	maks, 0,05
Temperatur destilasi 90 % (oC)	-	maks, 360
Temperatur destilasi 90 % (oC)	maks, 370	-
Abu tersulfatkan (% massa)	maks, 0,01	maks, 0,02
Belerang (ppm (mg/kg))	maks, 5000	maks, 100
Fosfor (ppm (mg/kg))	-	maks, 10
Angka Asam (mg-KOH/g)	maks, 0,6	maks, 0,8
Gliserol bebas (% massa)	-	maks, 0,02
Gliserol total (% massa)	-	maks, 0,24
Kadar ester alkil (% massa)	-	min, 96,5
Angka Iodium (% massa)	-	maks, 115
Uji Halphen	-	Negatif

**Gambar I.2**Perbandingan antara karakteristik solar dan biodiesel

Berikut ini disajikan Tabel I.5 mengenai perkembangan bahan bakar minyak diesel di Indonesia.

**Tabel I.5**Perkembangan Diesel di Indonesia

Tahun	Produksi (Ribu Liter)	Konsumsi (Ribu Liter)	Impor (Ribu Liter)	Ekspor(Ribu Liter)
2004	15,249	5729,941	7,194	0
2005	15,233	6082,584	7,879	0
2006	14,944	5985,416	9,637	0



2007	15,035	5764,971	9,955	0
2008	15,685	6626,385	12,339	0
2009	15,047	6155,112	14,470	1,348
2010	14,439	5399,47	10,846	9,200
2011	13,057	5208,388	12,367	1,159
2012	14,757	5452,504	12,284	0

(Sumber : Badan Pusat Statistik, Jawa Timur)

Telah terdapat pabrik Biodiesel dengan bahan baku Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) yaitu Wilmar Nabati Group yang terdapat di Gresik Jawa Timur. Namun dalam pembuatan biodiesel menggunakan metode dan bahan yang sedikit berbeda.

#### **I.1.4 Kapasitas dan Lokasi Pabrik**

##### **I.1.4.1 Penentuan Kapasitas Produksi**

Penentuan kapasitas pendirian Pabrik biodiesel ini didasarkan pada kebutuhan bahan bakar diesel, ekspor serta import diesel data – data tersebut didapatkan dari Badan Pusat Statistik Jawa Timur.

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik adalah kapasitas produksi. Pabrik biodiesel ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2020, ini mengacu pada perhitungan pemenuhan kebutuhan pasar pada tabel I.6 di bawah ini :

**Tabel I.6** Nilai Masa Depan Produksi, Konsumsi, Impor dan Ekspor Diesel

Tahun	Produksi (Ribu Liter)	Konsumsi (Ribu Liter)	Impor (Ribu Liter)	Ekspor (Ribu Liter)
2020	651,66	137440,6	18,58	12,74

Nilai masa depan dalam arti nilai pada tahun 2020, dihitung



menggunakan rumus persamaan linier pada grafik perkembangan produksi, impor, ekspor, dan konsumsi dari tahun 2004-2012.

Sehingga dapat diambil data bahwa pada tahun 2020 kapasitas produksi di peroleh sebagai berikut :

- **Kebutuhan Pasar**

$$\begin{aligned} &= (\text{Impor} + \text{Produksi})_{2020} - \text{Ekspor}_{2020} \\ &= 18,58 + 651,66 - 12,74 \\ &= 657,5 \text{ Ribu Liter/Tahun} \\ &= 572.025 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

- **Kapasitas Pabrik**

$$\begin{aligned} &= \text{Kebutuhan Pasar (Ton/Tahun)} \times 5 \% \\ &= 572.025 \times 5\% \\ &= 28.601,25 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Jadi kapasitas dari pabrik biodiesel yang akan didirikan pada tahun 2020 adalah 28.601,25 ton/tahun dengan waktu kerja 330 hari.

#### **I.1.4.2 Menentukan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan dipengaruhi oleh beberapa faktor. Idealnya lokasi pabrik ini dapat memberikan kemungkinan-kemungkinan perluasan pabrik dan memberikan keuntungan untuk jangka panjang.

Adapun faktor-faktor yang mendasari dalam pemilihan pabrik meliputi :

- ✓ Faktor Primer
- ✓ Faktor Sekunder

(1) Faktor Primer

Faktor primer secara tidak langsung mempengaruhi tujuan utama dari pendirian suatu pabrik. Tinjauan ini meliputi kelancaran proses produksi dan distribusi produk yang dibutuhkan konsumen pada tingkat harga yang terjangkau dan masih dapat memperoleh keuntungan. Yang termasuk faktor-faktor primer tersebut antara lain :

- Letak pabrik terhadap pasar





- Letak pabrik terhadap bahan baku
- Tersedianya sarana dan prasarana yang meliputi : listrik, air dan jalan raya (transportasi)
- Tersedianya tenaga kerja

## (2) Faktor Sekunder

Di samping faktor primer, penempatan lokasi pabrik harus juga memperhatikan aspek-aspek sekunder. Adapun faktor sekunder yang perlu diperhatikan adalah:

- ❖ Harga tanah dikaitkan dengan rencana di masa yang akan datang
- ❖ Kemungkinan perluasan pabrik
- ❖ Peraturan daerah setempat
- ❖ Keadaan masyarakat daerah
- ❖ Iklim
- ❖ Keadaan tanah untuk rencana pondasi bangunan
- ❖ Adanya perumahan penduduk

Dengan pertimbangan faktor-faktor diatas, Lokasi pabrik biokerosin direncanakan berdiri di daerah **Kota Medan, Sumatera Utara** dimana di daerah ini banyak terdapat pabrik minyak goreng yang nantinya juga akan menghasilkan PFAD. Hal ini sesuai pada tujuan pendirian pabrik biodiesel guna pemenuhan bahan baku PFAD. Selain itu ada pula pertimbangan dan alasan pendukung sebagai berikut :

### 1) Penyediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan Biodiesel adalah PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)..Kota Medan merupakan salah satu daerah penghasil olahan minyak goreng. Sehingga kebutuhan akan pasokan bahan baku tidak menjadi masalah.

### 2) Pemasaran Produk

Daerah Kota Medan merupakan daerah yang yang mudah dijangkau Industri Indonesia, diharapkan akan memudahkan pemasaran, terutama untuk orientasi dalam negeri.

### 3) Tenaga Kerja





Kabupaten Kota Medan merupakan salah satu daerah produktif di Sumatera Utara, sehingga penyediaan tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah di sekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.

4) Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN maupun swasta yang sudah masuk ke wilayah ini.

## **I. 2. Dasar Teori**

### **I.2.1. Biodiesel**

Biodiesel merupakan bahan bakar yang terdiri dari campuran mono alkylester dari rantai panjang asam lemak, yang dipakai sebagai alternatif bagi bahan bakar dari mesin diesel dan terbuat dari sumber terbarui seperti minyak sayur atau lemak hewan. Sebuah proses dari transesterifikasi lipid digunakan untuk mengubah minyak dasar menjadi ester yang diinginkan dan membuang asam lemak bebas. Setelah melewati proses ini, tidak seperti minyak sayur langsung, biodiesel memiliki sifat pembakaran yang mirip dengan diesel (*solar*) dari minyak bumi, dan dapat menggantikannya dalam banyak kasus. Namun, lebih sering digunakan sebagai penambah untuk diesel petroleum, meningkatkan bahan bakar diesel petrol murni ultra rendah belerang yang rendah pelumas. Biodiesel merupakan kandidat yang paling baik untuk menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber energitransportasi utama dunia, karena biodiesel merupakan bahan bakar terbarui yang dapat menggantikan diesel petrol di mesin sekarang ini (*Wikipedia, 2014*).

Penggunaan dan produksi biodiesel meningkat dengan cepat, terutama di Eropa, Amerika Serikat, dan Asia, meskipun dalam pasar masih sebagian kecil saja dari penjualan bahan bakar. Pertumbuhan SPBU membuat semakin banyaknya penyediaan biodiesel kepada konsumen dan juga pertumbuhan kendaraan yang menggunakan biodiesel sebagai bahan bakar



(Wikipedia,2014).

Biodiesel merupakan substansi tidak beracun dan bisa diurai oleh lingkungan sehingga membuatnya menjadi salah satu alternatif bahan bakar diesel ramah lingkungan. Sebuah studi di Amerika Serikat mengungkapkan bahwa emisi karbon dioksida yang dikeluarkan biodiesel sekitar 75% lebih rendah dibandingkan yang dihasilkan oleh bahan bakar fosil. Bahan bakar ini tidak mengandung bahan kimia beracun seperti sulfur yang bertanggung jawab pada pencemaran lingkungan. Tidak adanya sulfur berarti mengurangi risiko terjadinya hujan asam (Amazine,2014).

Selain itu, mesin diesel modern umumnya tidak memerlukan modifikasi sebelum bisa menggunakan biodiesel sehingga lebih praktis dan meniadakan biaya up grading mesin. Biodiesel dapat pula bertindak sebagai pelumas sehingga membuat mesin lebih awet dan tahan lama. Negara-negara yang tergantung pada impor minyak bumi juga bisa melepas ketergantungan dengan memperbanyak produksi biodiesel di dalam negeri (Amazine,2014).

Secara umum, parameter standar mutu biodiesel terdiri atas densitas, titik nyala, angka setana, viskositas kinematik, abu sulfat, energy yang dihasilkan, bilangan iod, dan residu karbon. Kini, beberapa negara telah mempunyai standar mutu biodiesel yang berlaku di negaranya masing-masing. Ada pun persyaratan mutu biodiesel tercantum dalam RSNI EB 020551. Standar mutu biodiesel Indonesia dapat dilihat pada Tabel I.7 berikut :

**Tabel I.7** Standar Mutu Biodiesel Indonesia (RSNI EB 020551)

Parameter dan Satuan	Batas Nilai	Metode Uji	Metode Setara
Massa jenis pada suhu 40°C (kg/m <sup>3</sup> )	850 - 890	ASTM D 1298	ISO3675



Viskositas kinematic pada suhu 40°C (cSt)	2,3 – 6,0	ASTM D 445	ISO 3104
Angka setana	Min. 51	ASTM D 613	ISO 5165
Titik nyala (°C)	Min. 100	ASTM D 93	ISO 2710
Titik kabut (°C)	Maks. 18	ASTM D 2500	-
Korosi bilah tembaga (3 jam, 50°C)	Maks. 51	ASTM D 130	ISO 2160
Residu karbondalam contoh aslidalam 10% ampas distilasi	Maks. 0,05 Maks. 0,05 Maks. 0,05	ASTM D 4530	ISO 10370
Air dan sedimen (% vol)	Maks. 0,05	ASTM D 2709	-
Temperatur distilasi 90% (°C)	Maks. 360	ASTM D 1160	-
Abu tersukfaktan (%-b)	Maks. 0,02	ASTM D 874	ISO 3987
Belerang, ppm-b (mg/kg)	Maks. 100	ASTM D 5453	prEN ISO 20884
Fosfor, ppm-b (mg/kg)	Maks. 10	AOCS Ca 12-55	FBI-AO5-03
Angka asam (mg-KHO/g)	Maks. 0,8	AOCS Ca 3-63	FBI-A01-03





Gliserl bebas (%-b)	Maks. 0,02	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Gliserol total (%-b)	Maks. 0,24	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Kadar ester alkir (%-b)	Maks. 96,5	Dihitung	FBI-A03-03
Angka iodium, %-b (g-12/100 g)	Maks. 115	AOCS Ca 1- 25	FBI-A04-03
Uji halphen	Negatif	AOCS Ca 1- 25	FBI-A06-03

(Sumber : Forum Biodiesel Indonesia, 2006)

Peneliti lain terhadap minyak nabati menunjukkan bahwa minyak nabati mempunyai nilai kalor lebih rendah dibanding minyak diesel atau solar, angka cetane yang tinggi, emisi gas buang CO dan HC lebih rendah, NO<sub>x</sub> lebih tinggi. Emisi gas NO<sub>x</sub> paling rendah pada campuran B20 (20% biodiesel) untuk berbagai macam perbandingan udara dan bahan bakar (Darmanto, 2004).

### 1.2.2 PFAD (Palm Fatty Acid Distillate)



Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillat dengan proses transesterifikasi metode foolproof

© III Teknik Kimia FTI-ITS





### **Gambar I.3PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)**

PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) produk sampingan dari pemurnian minyak sawit mentah. PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) adalah semi-padat berwarna coklat cerah pada suhu kamar dan leleh menjadi cair berwarna coklat pada pemanasan. PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) terdiri dari FFA (*Free Fatty Acid*) (>80%) dengan asam palmitat dan asam oleat sebagai komponen terbanyak di dalamnya. Komponen lain yang tersisa yaitu trigliserida, gliserida, vitamin E, sterol, squalane, dan zat volatile lainnya (Ping dan Yusof, 2009).

Hasil samping dari pengolahan kelapa sawit menjadi minyak goreng akan didapatkan hasil samping berupa destilat asam lemak minyak sawit atau PFAD. Pada tahap proses penyingkiran bau, akan terpisah asam lemak sawit destilat (PFAD) sebanyak 6% dari CPO umpan. Sehingga diperkirakan jumlah PFAD yang dihasilkan mencapai 378.000 ton per tahun dari proses pemurnian. Pengolahan CPO sebagai bahan baku industri hilir diawali dengan proses pemurnian CPO sehingga diperoleh RBDPO (*Refined Bleached Deodorized Palm Oil*). Ketersediaan PFAD yang melimpah berpotensi sebagai bahan baku pembuatan biofuel seperti biodiesel disamping harga yang murah serta penggunaannya yang tidak bersaing dengan bahan untuk pangan seperti minyak sawit (Blesvid, 2002).

### **I. 3. Kegunaan**

PFAD merupakan suatu produk samping yang dihasilkan dari proses pemurnian minyak goreng yang banyak mengandung Asam Lemak Bebas (ALB). Secara keseluruhan, proses pembuatan minyak sawit akan menghasilkan 73% olein, 21% stearin, 5-6% PFAD, dan 0,5-1% CPO parit *Crude Palm Oil* (CPO) dapat dijadikan produksi minyak sawit padat (RBD Stearin/*Refined Bleached Deodorized Palm Oil stearin*) dan minyak sawit cair (RBD olein). Pemanfaatan utama RBD olein



adalah untuk membuat minyak goreng, sedangkan RBD stearin digunakan untuk membuat margarin dan *shortening*. RBD stearin juga digunakan sebagai bahan baku industri sabun dan deterjen, sedangkan PFAD belum banyak pemanfaatannya (Karunia dkk, 2008).

Di Indonesia, PFAD juga dimanfaatkan untuk bahan baku pembuatan biodiesel. Kelebihan biodiesel dibandingkan dengan minyak diesel yaitu bersifat ramah lingkungan karena tidak memberi kontribusi kepada pemanasan global, mudah didegradasi, mengandung sekitar 10% oksigen alamiah yang bermanfaat dalam pembakaran dan dapat melumasi mesin. Keuntungan-keuntungan lain pada penggunaan biodiesel adalah mudah dibuat sekalipun dalam skala rumah tangga (*home industry*) dan menghemat sumber energi yang tidak terbarukan (bahan bakar fosil) serta dapat mengurangi biaya kesehatan akibat pencemaran udara (Wijaya, 2011).

## I.4 Sifat Fisik dan Kimia

### I.4.1. Bahan Baku Utama

Bahan baku utama yang digunakan adalah biji nyamplung. PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) terdiri dari FFA (*Free Fatty Acid*) (>80%) dengan asam palmitat dan asam oleat sebagai komponen terbanyak di dalamnya. Komponen lain yang tersisa yaitu trigliserida, gliserida, vitamin E, sterol, squalane, dan zat volatil lainnya (Ping dan Yusof, 2009).

**Tabel I.8** Sifat Fisik PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)

Karakteristik	Literatur
Warna	Kuning
Bentuk	Padatan

(Sumber : Hidayanti dkk, 2000)

**Tabel I.9** Sifat Kimia PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)

Sifat	Jumlah
Asam lemak bebas	72,3 – 89,4 %
Bilangan iod	51,2 – 57,4 %



Melting point	48 °C
Moisture content	0,08 %
Unsaponifiable matter	2,5 %
Saponification value	198 mg KOH/ g
Impurities	Maks. 1,0

(Sumber : Hui, 1996)

**Tabel I.10** Komposisi Asam Lemak PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)

Asam Lemak	Rumus Molekul	Komposisi (%) Berat	Jenis Asam Lemak
Asam Laurat	$C_{11}H_{23}COOH$	0,1 – 0,3	Jenuh
Asam Miristat	$C_{13}H_{27}COOH$	0,9 – 1,5	Jenuh
Asam Palmitat	$C_{15}H_{31}COOH$	42,9 – 51,0	Jenuh
Asam Stearat	$C_{17}H_{35}COOH$	4,1 – 4,9	Jenuh
Asam Oleat	$C_{17}H_{33}COOH$	32,8 – 39,8	Tak Jenuh
Asam Linoleat	$C_{17}H_{31}COOH$	8,6 – 11,3	Tak Jenuh

(Hui, 1996).

#### I.4.2. Bahan Baku Pendukung

Bahan baku pendukung yang digunakan dalam pabrik ini antara lain:

✚ Methanol ( $CH_3OH$ )

Sifat fisik :

- Freezing point/melting point : -98 °C
- Boiling point (760 mmHg) : 64 °C
- Flash point : 11 °C
- Viscosity (20°C) : 0,55 Cp

Sifat kimia :

- Rumus molekul :  $CH_3OH$
- Berat molekul : 32,04 g mol<sup>-1</sup>





- Solubility : miscible
- Bersifat polar

### Sodium Hydroxide (NaOH)

#### Sifat fisik :

- Bentuk : padatan
- Warna : tidak berwarna
- Bau : tidak berbau
- Density (20 °C) : 2,13 gr/cm<sup>3</sup>
- Melting Point : 323 °C
- Boiling Point : 1390 °C
- Kelarutan (20 °C) : 1090 °C

#### Sifat Kimia :

- Merupakan basa kuat
- Berat molekul : 40 g/mol
- Sangat larut dalam air

### Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

- Sangat korosif, tidak berwarna pada temperatur kamar dan dapat bercampur baik dengan air.
- Berat molekul : 98,08 gr/mol
- Specific gravity pada air suhu 15,5 °C : 1,839
- Titik lelehnya adalah : 10,49
- Titik didihnya adalah : 340 °C
- Panas Pembentukan : -199,91 kcal/grmol

#### Sifat Kimia :

- Bereaksi dengan semua logam dan membesarkan hidrogen kecuali Al, Cr, Bi yang pada keadaan biasa tidak bereaksi.

- Reaksi :







- Dapat mengoksidasi beberapa unsur non metal seperti karbon dan sulfur.

- Reaksi :



- Dengan asam hidrobromine dan hidriodine akan menghasilkan bromine iodine.

- Reaksi :



(Krik R.E, Othmer D.F., "Encyclopedia of Chemical Technology, " 3 rd, Vol.22, Mei Ya Publications, Inc. Taipe, pp. 191-198, 1945)

#### Air (25°C)

Sifat fisik :

- Densitas : 0,99707 g/m<sup>3</sup>
- Viscositas : 0,89 m Pa.s (liquid)  
: 9,35 M Pa.s (gas)
- Heat Capacity : 4,186 kj/kg.K
- Heat capacity critical : 4,21  
2, 402 kj/kg.K (gas)
- Freezing point : 0°C
- Rumus molekul : H<sub>2</sub>O
- Berat molekul : 18,02 gr/gr mol

### I.4.3. Produk

#### I.4.3.1 Produk Utama

##### I.4.3.1.1 Biodiesel

Karakteristik produk ditunjukkan pada Tabel I.11 berikut ini :

**Tabel I.11** Karakteristik Produk Biodiesel dari PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)

Karakteristik	Produk Biodiesel	Literatur Biodiesel	Minyak Diesel
---------------	------------------	---------------------	---------------

Program Studi

D III Teknik Kimia FTI-ITS

Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate

dengan proses transesterifikasi  
metode foolproof



Viskositas ( $\text{mm}^2/\text{s}$ )	4,686	2,3 – 6,0	1,6 – 5,8
Densitas (g/ml)	0,86	0,85 – 0,89	0,82 – 0,87
Titik kabut ( $^{\circ}\text{C}$ )	15,8	18	-
Flash point ( $^{\circ}\text{C}$ )	198	>100	>60
Cetane number	61	>51	>45

### I.4.3.2 Produk Samping

#### I.4.3.2.1 Gliserin

Sifat Fisika :

- Berat molekul : 92 gr/mol
- Titik lebur pada 1 atm :  $18^{\circ}\text{C}$
- Titik didih pada 1 atm :  $290^{\circ}\text{C}$
- Densitas :  $1,26 \text{ gr/cm}^3$
- Viskositas : 1,5 Pa.s
- $\Delta H_f^{\circ}$  : 139,8 kcal/mol  
(Perry, 1997)

Sifat Kimia

- Zat cair bening, lebih kental dari air dan rasanya manis.
- Larut dalam air dan alkohol dengan semua perbandingan.
- Tidak larut dalam eter, benzene dan kloroform.
- Senyawa turunan alkohol (polialkohol) dengan tiga gugus OH
- Dengan asam nitrat membentuk gliserol trinitrat.
- Bereaksi higroskopis sehingga digunakan sebagai pelembab.
- Bereaksi dengan kalsium bisulfate membentuk akrolein.  
(Othmer, 1976)

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **II.1 Macam Proses**

Dalam proses produksi biodiesel terdapat dua kategori untuk membedakan macam-macam proses yang digunakan. Kategori yang pertama adalah menurut jenis katalis reaksi yang digunakan, dan kategori yang kedua adalah menurut teknik produksi yang digunakan. Untuk kategori jenis katalis yang digunakan, pada dasarnya dalam proses produksi biodiesel atau methyl ester, ada tiga proses dasar untuk mengolah minyak atau lemak sehingga pada akhirnya nanti menghasilkan methyl ester. Proses-proses tersebut antara lain:

Proses transesterifikasi minyak oleh methanol dengan menggunakan katalis basa

Proses transesterifikasi langsung minyak oleh methanol dengan menggunakan katalis asam

Konversi minyak menjadi asam lemak yang kemudian dilanjutkan dengan mengubahnya menjadi methyl ester dengan menggunakan katalis asam.

##### **II.1.1 Esterifikasi**

Adalah reaksi dari sebuah asam dengan alkohol dengan bantuan katalis untuk membentuk sebuah ester.



Pada umumnya katalis yang digunakan adalah asam sulfat  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Esterifikasi adalah reaksi reversible, dimana air harus dipindahkan untuk mengarahkan reaksi ke kanan dan mendapatkan yield ester yang tinggi. Dalam proses esterifikasi, terjadi pengkonversian asam lemak bebas menjadi metil ester dengan bantuan katalis asam.

##### **II.1.2 Transesterifikasi**

Transesterifikasi atau alkoholisis adalah proses reaksi antara lemak atau minyak dengan bantuan alkohol membentuk methyl ester dan gliserol. Proses transesterifikasi bisa dilakukan dengan bantuan katalis dan tanpa katalis. Biasanya dalam





pembuatan biodiesel atau methyl ester digunakan katalis digunakan katalis homogen, dimana katalis tersebut larut dalam alkohol. Katalis yang biasa digunakan berupa katalis basa (alkali) digunakan  $\text{NaOCH}_3$ ,  $\text{KOH}$  dan  $\text{NaOH}$ . Proses ini menggunakan katalis untuk meningkatkan yield metil ester dan laju reaksi. Reaksi transesterifikasi adalah reaksi reversible sehingga digunakan alkohol berlebih untuk menggeser kesetimbangan ke arah produk. Methanol, ethanol, propoanol, amyl alkohol banyak digunakan dalam reaksi ini. Methanol lebih banyak digunakan karena : berharga lebih murah dibandingkan alkohol lain, senyawa polar dengan rantai karbon terpendek sehingga dapat bereaksi lebih cepat dengan trigliserid, dan melarutkan semua jenis katalis.

Transesterifikasi berkatalis basa umumnya digunakan dalam produksi biodiesel secara komersial. Pemilihan didasarkan pada fakta bahwa katalis alkali lebih tidak korosif dibandingkan asam. Dan reaksi transesterifikasi berkatalis basa lebih cepat daripada dengan katalis asam. Bahan dengan kandungan FFA rendah dan sedikit kandungan air dibutuhkan dalam transesterifikasi berkatalis basa ini.

Trigliserida + 3 metanol  $\longrightarrow$  Biodiesel + Gliserol

Proses transesterifikasi mereaksikan alkohol dengan minyak untuk mengubah trigliserida menjadi alkil ester. Reaksinya dapat ditulis sebagai berikut :

Transesterifikasi merupakan perubahan bentuk dari satu jenis ester menjadi bentuk ester yang lain. Suatu ester merupakan rantai hidrokarbon yang akan terikat dengan molekul yang lain. Satu molekul minyak nabati terdiri dari tiga ester yang terikat pada satu molekul gliserol. Sekitar 20 % molekul minyak nabati adalah gliserol. Dalam suatu reaksi transesterifikasi atau reaksi reaksi alkoholisis satu mol trigliserida bereaksi dengan tiga mol alkil ester asam lemak berikutnya. Proses tersebut merupakan suatu rangkaian dari reaksi reversible (dapat dibalik), yang didalamnya molekul trigliserida diubah satu tahap demi tahap menjadi digliserida, monogloserida dan gliserol.





Transesterifikasi terjadi dengan alkohol yang lebih rendah, tetapi bergeser pada suatu modifikasi yang ideal sehingga istilah biodiesel saat ini hanya digunakan untuk menunjukkan produk yang diperoleh melalui teknologi ini. Reaksi antara trigliserida dan alkohol yang lebih rendah menghasilkan gliserol bebas dan ester asam lemak dari alkohol berikutnya. Bahan baku minyak nabati yang digunakan berkadar asam lemak bebasnya lebih besar dari 5 % menyebabkan rendahnya efisiensi kinerja reaksi biodiesel, sehingga diperlukan perlakuan pendahuluan.

Dari kedua proses diatas, pada kenyataannya, umumnya biodiesel yang banyak diproduksi saat ini adalah merupakan hasil dari proses transesterifikasi dengan menggunakan katalis basa. Hal ini terjadi oleh karena adanya beberapa alasan ekonomi yang antara lain:

- Penggunaan suhu (kurang dari  $150^{\circ}\text{C}$  dan tekanan (20 psi) yang relative rendah.
- Yield yang dihasilkan memiliki tingkat konversi yang tinggi (98-99%) dengan lebih sedikit reaksi sampingan dan waktu yang dibutuhkan untuk reaksi.
- Proses perubahan atau konversi menjadi methyl ester terjadi secara langsung tanpa melalui tahapan-tahapan perantara.
- Tidak membutuhkan bahan khusus yang langka untuk proses pembuatannya.

Pembuatan biodiesel ini secara umum dapat dibagi dalam pembuatannya berdasarkan jumlah stage yang digunakan. Dalam metode transesterifikasi ini terdapat dua macam stage yaitu :

1. Single stage
2. Double stage

### II.1.2.1 Single Stage

Single stage merupakan proses pembuatan biodiesel yang hanya menggunakan satu stage (reaktor) untuk mengubah trygliserida menjadi alkyl ester (biodiesel). Kadar FFA yang tinggi sangat mengganggu pada single stage, FFA dinetralisasi



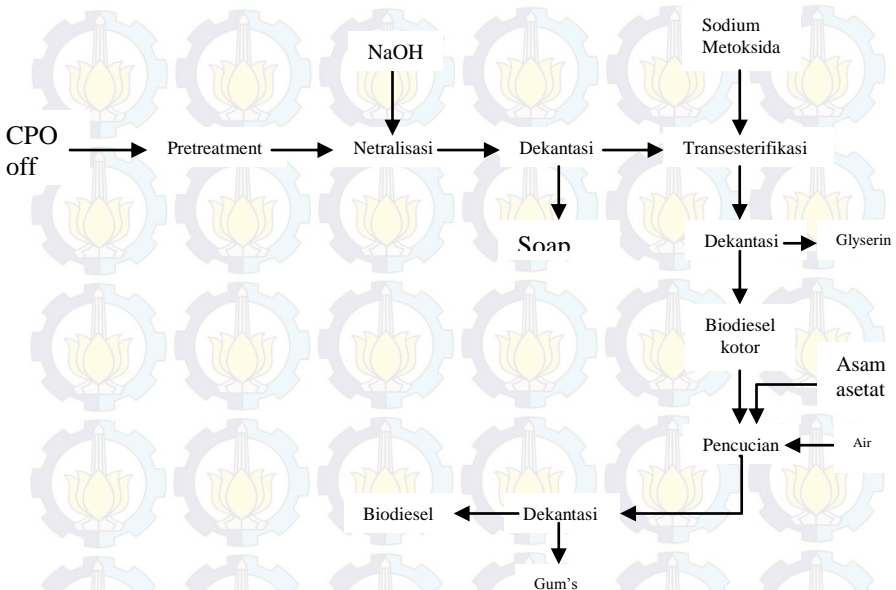
dalam reaktor dengan menggunakan larutan basa alkali (NaOH/KOH) membentuk reaksi penyabunan. Reaksi penyabunan. Reaksi penyabunan terbentuk akibat adanya reaksi antara FFA dengan katalis basa ( $\text{CH}_3\text{ONa}$ ) yang digunakan pada saat proses transesterifikasi.



Pada metode single stage ini terdapat dua metode Henkel dan Mike Pelly. Kedua metode ini sama-sama menggunakan proses netralisasi FFA sebelum menuju ke reaksi transesterifikasi menggunakan katalis basa ( $\text{CH}_3\text{ONa}$ ). Proses netralisasi dilakukan dengan penambahan NaOH 1% wt, setelah itu dipisahkan antara minyak dengan sabunya. Minyak hasil pemisahan dimasukkan reaktor transesterifikasi dengan penambahan katalis basa  $\text{CH}_3\text{ONa}$  menghasilkan biodiesel dan produk sampingnya berupa gliserin. Biodiesel kotor ini kemudian dimurnikan dengan asam fosfat dan air membentuk gum, setelah itu dipisahkan untuk mendapatkan biodiesel murni.

#### II.1.2.1.1 Metode Mike Pelly

Metode ini hampir sama dengan metode Foolproof, hanya saja pada metode ini dilakukan satu stage yaitu proses transesterifikasi. Sehingga tidak memerlukan proses esterifikasi.

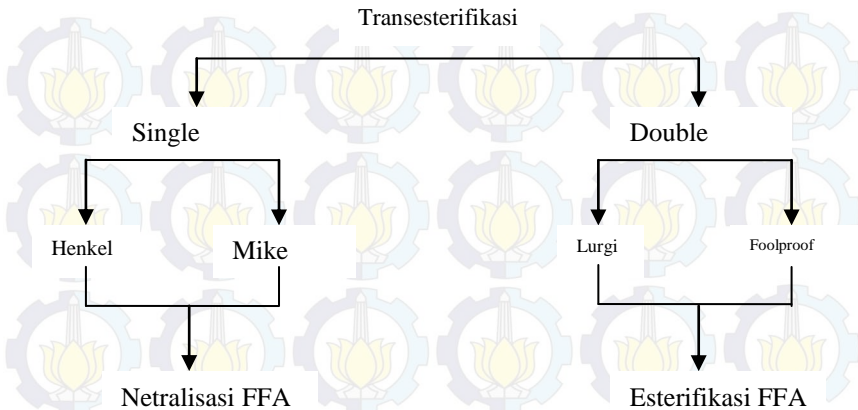


**Gambar II.1** Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Mike Pelly

### II.1.2.2 Double Stage

Komponen dasar biodiesel adalah ester yang tersusun dari asam lemak yang terkandung dalam minyak nabati dan unsur yang paling banyak dalam minyak nabati adalah unsur trigliserida. Metode yang paling cepat untuk mengubah asam lemak menjadi ester adalah reaksi transesterifikasi katalis alkali. Konversi asam lemak menjadi ester dengan katalis alkali akan mengalami hambatan jika bahan baku yang digunakan menggunakan FFA, sebab katalis alkali akan bereaksi dengan FFA membentuk proses penyabunan.



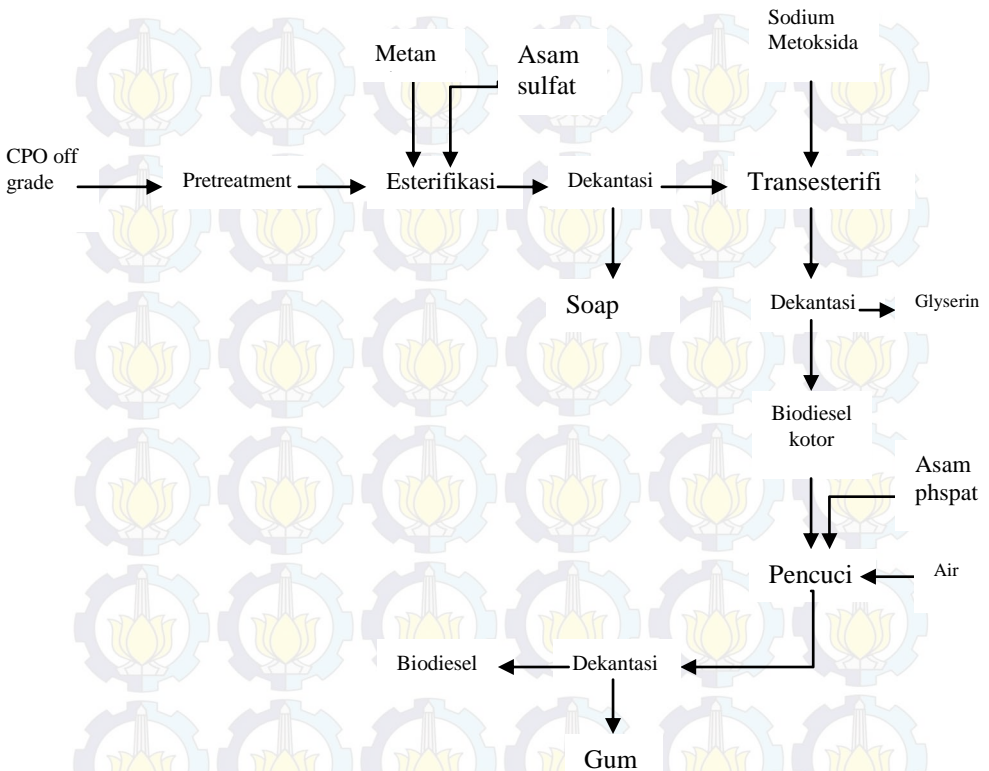


**Gambar II.2** Blok Diagram Pembuatan Biodiesel melalui Proses Transesterifikasi

#### II.1.2.2.1 Metode Foolproof

Metode ini merupakan metode transesterifikasi dengan dua stage. Alat yang digunakan lebih sederhana. Metode ini juga ditambahkan bagaimana melakukan troubleshooting yang sering terjadi pada biodiesel yaitu kondisi Ph yang naik menjadi 9 – 10 ke Ph akibat pembentukan glycerine dari proses transesterifikasi. Kondisi ini dapat dikontrol dengan teknik bubble washing untuk mengembalikan Ph ke kondisi netral. Kondisi Ph yang basa berakibat fatal pada mesin diesel yaitu pembentukan kerak di dinding mesin.

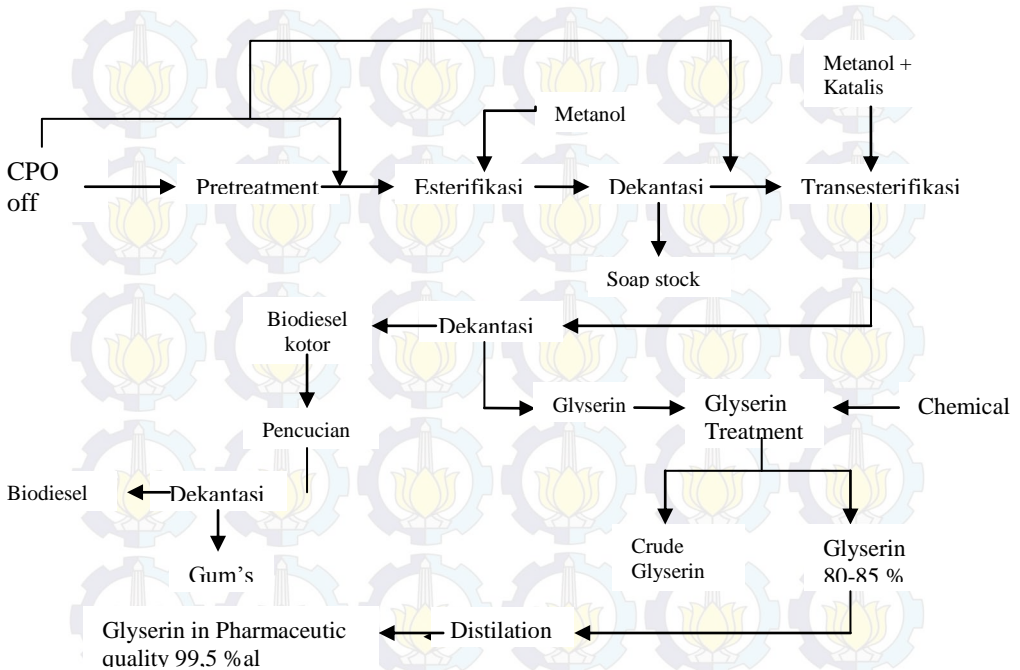




**Gambar II.3** Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Foolproof

#### II.1.2.2.2 Metode Lurgi

Metode ini merupakan proses transesterifikasi yang sama dengan metode foolproof yaitu dengan dua stage. Akan tetapi pada hasil samping yang dihasilkan yaitu glycerin diolah lagi atau ditreatment dengan proses kimiawi sehingga didapatkan glycerin dengan kualitas 99,5 %



**Gambar II.4** Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Lurgi

## II.2 Seleksi Proses

Pada proses pembuatan biodiesel ini macam proses yang dipilih adalah dengan menggunakan metode foolproof. Alasan pemilihannya karena alat yang sederhana dan juga karena memberikan nilai konversi paling tinggi sebesar 95%.



## II.3 Uraian Proses

### II.3.1 Deskripsi Proses

Proses Pembuatan Biodiesel dengan menggunakan metode Foolproof

#### a. Persiapan Bahan Baku

Pada persiapan bahan baku, PFAD yang akan digunakan dipanaskan terlebih dahulu dalam sebuah tangki hingga suhunya mencapai 280°C. Pemanasan bertujuan agar PFAD mencair.

#### b. Reaksi Esterifikasi

PFAD yang telah dipanaskan dan telah mencair dipompakan ke dalam reaktor esterifikasi. Reaksi esterifikasi berlangsung dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan suhu 90°C dan tekanan 1 atm. Ke dalam reaktor juga diumpangkan metanol sebagai reaktan dan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Reaksi esterifikasi ini bertujuan untuk mengubah asam lemak bebas yang terkandung dalam PFAD menjadi ester dengan konversi 95%.

Sebelum masuk reaktor trans-esterifikasi, kadar air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan metanol yang masih tersisa dalam produk esterifikasi harus dipisahkan dengan proses separasi gravitasi, karena air yang terkandung dapat mengganggu proses selanjutnya yaitu dapat mengkonsumsi katalis basa pada proses trans-esterifikasi. Alat yang akan digunakan pada proses separasi ini adalah dekanter. Produk atas dari dekanter dikirim ke reaktor trans-esterifikasi. Reaksi esterifikasi dapat dilihat pada reaksi berikut :



Reaksi trans-esterifikasi merupakan reaksi antara trigliserida dengan alkohol menghasilkan metil ester dan gliserol dengan konversi hingga 95%. Pada proses trans-esterifikasi ditambahkan methanol berlebih supaya tidak terjadi reaksi berbalik ke kiri.

Pada reaksi trans-esterifikasi katalis yang digunakan adalah NaOH yang telah dicampur terlebih dahulu dengan



metanol menjadi  $\text{NaOCH}_3$  sebelum masuk ke reaktor trans-esterifikasi. Lama reaksi pada tahap ini adalah 30 menit dengan suhu  $100^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Reaksi trans-esterifikasi dapat dilihat pada reaksi berikut.

**Trigliserida + 3 metanol  $\longrightarrow$  Biodiesel + Gliserol**

Hasil reaksi di reaktor trans-esterifikasi dipisahkan dengan cara dekantasi di dekanter dan terbentuk dua lapisan yaitu fasa gliserol (gliserol, air, natrium metoksida) dan fasa ester (metil ester, minyak yang tidak bereaksi, metanol).

**c. Permurnian Biodiesel**

Lapisan bagian atas dari dekanter yaitu lapisan fasa ester (metil ester, minyak yang tidak bereaksi, metanol) masuk ke vaporizer I untuk memisahkan ester dengan methanol. Sehingga didapat ester yang tidak mengandung methanol.

**d. Recovery Sulfuric Acid ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )**

Aliran bawah dari dekanter I yaitu air, methanol sisa dan sulfuric acid dimasukkan ke vaporizer. Produk utama dari vaporizer II yaitu Sulfuric Acid ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) yang nantinya akan dialirkan kembali ke tangki penyimpanan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk digunakan kembali sebagai katalis dalam reaksi esterifikasi.

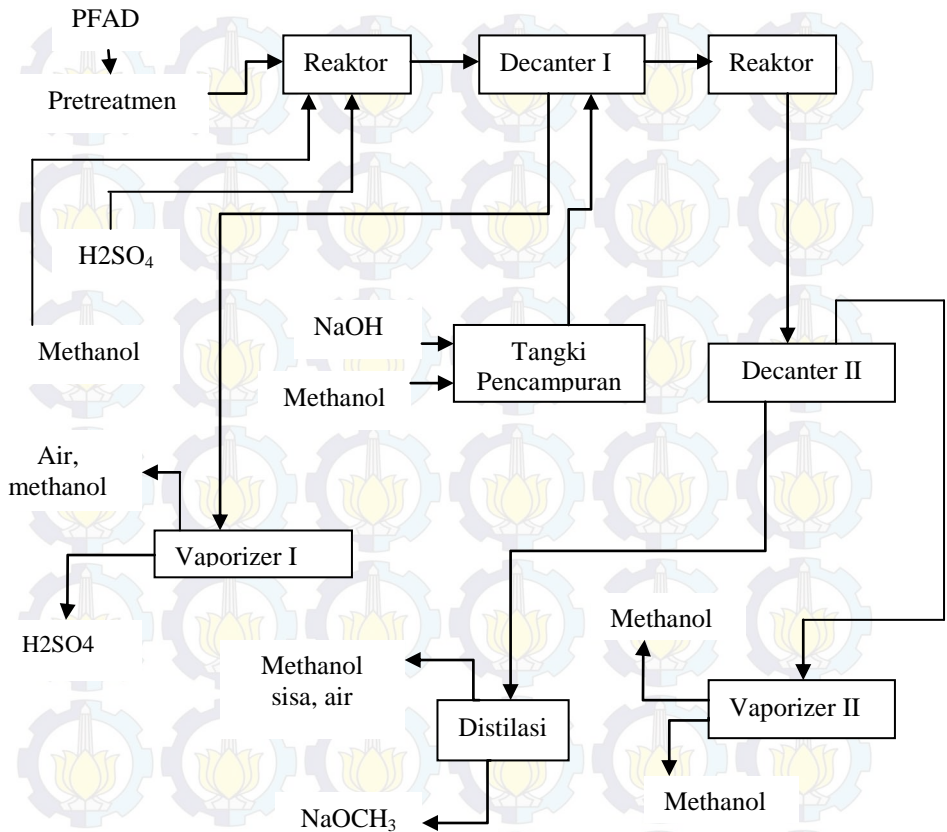
**e. Recovery Natrium Metoksida ( $\text{NaOCH}_3$ )**

Aliran bawah dari dekanter II yaitu glyserine, air dan  $\text{NaOCH}_3$  dimasukkan ke kolom distilasi. Produk atas dari distilasi yaitu glyserine dan produk bawah  $\text{NaOCH}_3$  yang nantinya akan dialirkan kembali ke tangki penyimpanan  $\text{NaOCH}_3$  untuk digunakan kembali sebagai katalis dalam reaksi transesterifikasi





### II.3.2 Blok Diagram Proses



**Gambar II.5** Blok Diagram Proses

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi	= 225910 kg/hari
	= 74550 ton/hari
Bahan masuk	= 227053,0303 kg/hari
Waktu operasi	= 330
Satuan massa	= kg
Basis waktu	= 1 hari produksi

#### (1) Tangki Penampung PFAD (F-111)



Fungsi : untuk menampung PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) sebelum diproses menjadi biodiesel. PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) mengandung komponen-komponen sebagai berikut:

Komponen	Fraksi	kg
TGS	0.995	225917.765
FFA	0.005	1135.265
total	1.000	227053.030

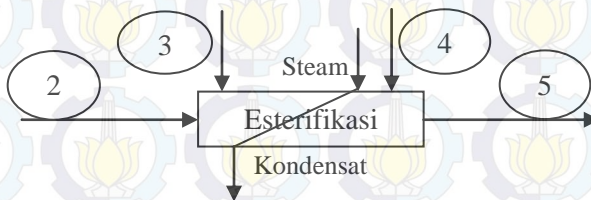
#### Neraca Massa pada tangki penampung PFAD:

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<1>		<2>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599



ffa		ffa	
Asam laurat	2.271	Asam laurat	2.271
Asam miristat	11.353	Asam miristat	11.353
Asam palmitat	544.927	Asam palmitat	544.927
Asam stearat	54.493	Asam stearat	54.493
Asam oleat	420.048	Asam oleat	420.048
Asam linoleat	102.174	Asam linoleat	102.174
Total	227053.030	Total	227053.030

## (2) Reaktor Esterifikasi (R-110)



Fungsi : untuk mereaksikan komponen FFA (*Free Fatty Acid*) dalam PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) dengan methanol untuk menghasilkan metil ester dan air.

### Neraca Massa Reaktor Esterifikasi :

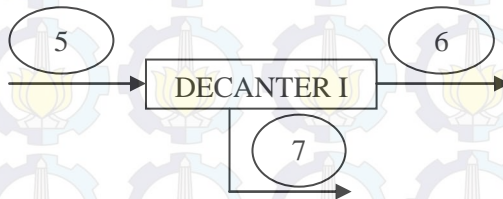
Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<2>		<5>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599
<b>ffa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	2.271	Asam laurat	0.023

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



Asam miristat	11.353	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	544.927	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	54.493	Asam stearat	0.545
Asam oleat	420.048	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	102.174	Asam linoleat	1.022
<3>		<b>Metil ester</b>	
methanol	1632.436	Metil laurat	2.405
<4>		Metil miristat	11.929
sulfuric acid	2270.530	Metil palmitat	568.988
		Metil stearat	56.608
		Metil oleat	436.498
		Metil linoleat	106.211
		water	75.427
		methanol sisa	1498.290
		sulfuric acid	2270.530
total	230956.00	total	230956.00

### (3) Decanter I (H-118)



Fungsi : untuk memisahkan larutan hasil reaksi menjadi dua fase yaitu fase  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan air dengan fase ester (methyl ester, TGS yang tidak bereaksi, FFA yang tidak bereaksi, methanol dan air),





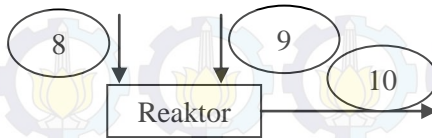
**Neraca massa decanter I :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<5>		<6>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599
<b>ffa sisa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	2.405	Metil laurat	2.405
Metil miristat	11.929	Metil miristat	11.929
Metil palmitat	568.988	Metil palmitat	568.988
Metil stearat	56.608	Metil stearat	56.608
Metil oleat	436.498	Metil oleat	436.498
Metil linoleat	106.211	Metil linoleat	106.211
water	75.427	methanol sisa	1498.290
methanol sisa	1498.290	<7>	
sulfuric acid	2270.530	water	75.427
		sulfuric acid	2270.530
total	230956.005	total	230956.005

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



#### (4) Reaktor (F-220)



Fungsi : untuk mereaksikan NaOH dan metanol menjadi  $\text{NaOCH}_3$  dan air.

**Neraca massa pada reaktor :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<8>		<10>	
NaOH	11355.588	NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
<9>		H <sub>2</sub> O	5113.677
CH <sub>3</sub> OH	37778.800	CH <sub>3</sub> OH sisa	28684.175
total	49134.388	total	49134.388

#### (5) Reaktor Transesterifikasi (R-230)



Fungsi : untuk mereaksikan Trigliserida (TGS) dan methanol dengan penambahan katalis sodium methoksida ( $\text{NaOCH}_3$ ) untuk menghasilkan methyl ester dan Gliserin.



**Neraca massa dari tangki reaktor transesterifikasi:**

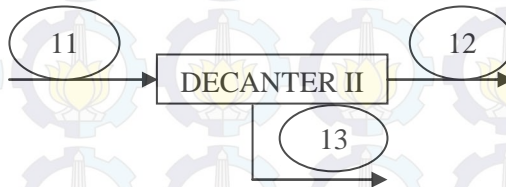
Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<6>		<11>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	203.326
<b>ffa sisa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	2.405	Metil laurat	452.545
Metil miristat	11.929	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	568.988	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	56.608	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	436.498	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	106.211	Metil linoleat	20327.772
methanol sisa	1498.290	methanol sisa	4694.788
<10>		<b>Gliserol</b>	
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine laurat	64.416
water	5113.677	Glycerine miristat	284.599
methanol sisa	28684.175	Glycerine palmitat	12236.669

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



		Glycerine stearat	1108.148
		Glycerine oleat	8600.314
		Glycerine linoleat	2106.355
		NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
		water	5113.677
Total	277744.436	Total	277744.436

### (6) Decanter II (H-232)



Fungsi : untuk memisahkan larutan hasil reaksi transesterifikasi menjadi dua fase yaitu fase glyserol dan fase ester.

### Neraca Massa di decanter I1 :

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<11>		<12>	
<b>Triglisierida sisa</b>		<b>Triglisierida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*





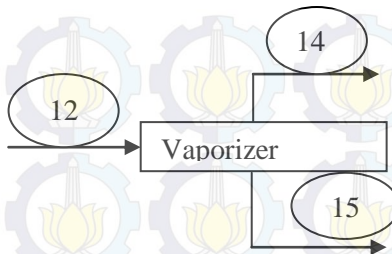
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>Glycerine</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Glycerine laurat	64.416	Asam laurat	0.023
Glycerine miristat	284.599	Asam miristat	0.114
Glycerine palmitat	12236.669	Asam palmitat	5.449
Glycerine stearat	1108.148	Asam stearat	0.545
Glycerine oleat	8600.314	Asam oleat	4.200
Glycerine linoleat	2106.355	Asam linoleat	1.022
<b>FFA Sisa</b>		Methanol	4694.788
Asam laurat	0.023	<13>	
Asam miristat	0.114	<b>Glycerine</b>	
Asam palmitat	5.449	Glycerine laurat	64.416
Asam stearat	0.545	Glycerine miristat	284.599
Asam oleat	4.200	Glycerine palmitat	12236.669
Asam linoleat	1.022	Glycerine stearat	1108.148
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine oleat	8600.314
Methanol	4694.788	Glycerine linoleat	2106.355
water	5113.677	water	5113.677
total	277744.436	NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
		total	277744.436



---

**(7) Vaporizer I (V-340)**

---



Fungsi : untuk menguapkan methanol dari fase methyl ester yang kemudian direcycle untuk proses esterifikasi.

**Neraca Massa di Vaporizer I:**

<b>Bahan masuk</b>	<b>kg</b>	<b>Bahan keluar</b>	<b>kg</b>
<12>		<14>	
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
Methanol	4694.788	<15>	
		Methanol	4694.788
Total	232875.627	total	232875.627

**(8) Cooler II (E-344)**

Fungsi : untuk mendinginkan hasil methyl ester sebelum masuk ke *storage* biodiesel

**Neraca Massa di Cooler II:**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<14>		<16>	
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Total</b>	<b>228180.840</b>	<b>total</b>	<b>228180.840</b>

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate  
dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



**(9) Tangki Penampung Biodiesel (F-345)**

Fungsi: untuk menampung produk biodiesel (methyl ester) yang telah dihasilkan.

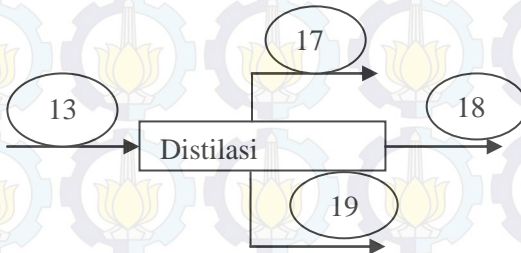
**Neraca Massa di Tangki Penampung :**

Bahan masuk	kg
<16>	
<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022
<b>Total</b>	<b>225910</b>

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



### (10) Distilasi (D-460)



Fungsi: untuk memisahkan fase methyl ester dengan gliserin dan air berdasarkan *relative volatility*-nya.

#### Neraca Massa di Distilasi :

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<13>		<18>	
<b>Glycerine</b>		Water	5113.677
Glycerine laurat	64.416	<19>	
Glycerine miristat	284.599	<b>Glycerine</b>	
Glycerine palmitat	12236.669	Glycerine laurat	64.416
Glycerine stearat	1108.148	Glycerine miristat	284.599
Glycerine oleat	8600.314	Glycerine palmitat	12236.669
Glycerine linoleat	2106.355	Glycerine stearat	1108.148
water	5113.677	Glycerine oleat	8600.314
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine linoleat	2106.355
		<17>	
		NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
total	44850.713	Total	44850.713

### (11) Tangki Gliserin (F-467)



*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*

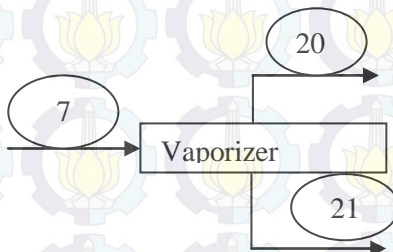


Fungsi : untuk menampung hasil samping pembuatan biodiesel yaitu gliserin dari proses distilasi.

**Neraca massa pada Storage Gliserin :**

Bahan masuk	Kg
<19>	
Glycerine	
Glycerine laurat	64.416
Glycerine miristat	284.599
Glycerine palmitat	12236.669
Glycerine stearat	1108.148
Glycerine oleat	8600.314
Glycerine linoleat	2106.355
Total	24400.500

**(12) Vaporizer II (V-450)**



Fungsi : untuk menguapkan air yang larut dengan asam sulfat yang nantinya asam sulfat di-*recycle* untuk proses esterifikasi.



### Neraca massa pada Vaporizer II:

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<7>		<20>	
water	75.427	water	75.427
sulfuric acid	2270.530	<21>	
		sulfuric acid	2270.530
total	2345.957	total	2345.957

### (13) Tangki Limbah (F-468)



Fungsi : untuk menampung limbah berupa air dari proses vaporizer.

### Neraca massa pada Tangki Limbah :

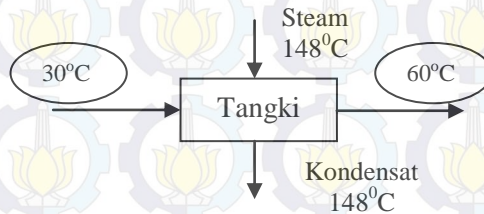
Bahan keluar	kg
<20>	
water	75.427
total	75.427



## BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 227053,0303 ton/hari  
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun  
 Basis waktu = 1 hari produksi  
 Suhu Reference = 25<sup>0</sup>C ; 1 atm  
 Satuan = Kcal

### (1) Tangki Penampung dengan Jacket (F-111)

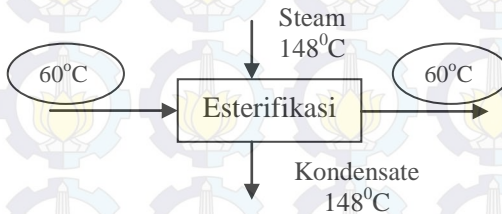


**Tabel IV.1 Neraca Energi tangki penampung PFAD**

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-Laurat	2029,492	Tri-Laurat	14206,442
Tri-Miristat	8354,952	Tri-Miristat	58484,665
Tri-Palmitat	405449,175	Tri-Palmitat	2838144,228
Tri-Stearat	40902,792	Tri-Stearat	286319,545
Tri-Oleat	305177,589	Tri-Oleat	2136243,120
Tri-Linoleat	71738,411	Tri-Linoleat	502168,876
<b>FFA</b>		<b>FFA</b>	0,000
Asam laurat	8,482	Asam laurat	59,373
Asam miristat	42,901	Asam miristat	300,308
Asam palmitat	2077,706	Asam palmitat	14543,939



Asam stearat	209,252	Asam stearat	1464,765
Asam oleat	1560,077	Asam oleat	10920,536
Asam linoleat	366,425	Asam linoleat	2564,973
Q supply	5292108,963	Q loss	264605,4481
<b>Total</b>	<b>6130026,215</b>	<b>Total</b>	<b>6130026,215</b>

**(2) Reaktor Esterifikasi (R-110)****Tabel IV.3 Neraca Energi Reaktor Esterifikasi**

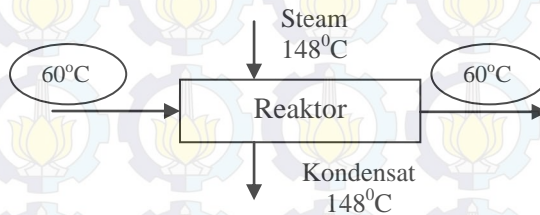
Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	14206,442	Tri-laurat	14206,442
Tri-miristat	58484,665	Tri-miristat	58484,665
Tri-palmitat	2838144,228	Tri-palmitat	2838144,228
Tri-stearat	286319,545	Tri-stearat	286319,545
Tri-oleat	2136243,120	Tri-oleat	2136243,120
Tri-linoleat	502168,876	Tri-linoleat	502168,876
<b>ffa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	59,373	Asam laurat	0,594
Asam miristat	300,308	Asam miristat	3,003
Asam palmitat	14543,939	Asam palmitat	145,439
Asam stearat	1464,765	Asam stearat	14,648
Asam oleat	10920,536	Asam oleat	109,205



### Bab IV Neraca Energi

Asam linoleat	2564,973	Asam linoleat	25,650
methanol	36886,535	<b>Metil ester</b>	
sulfuric acid	26629,978	Metil laurat	26,144
Qsupply	3501,185	Metil miristat	106,271
		Metil palmitat	5106,171
		Metil stearat	511,029
		Metil oleat	3817,927
		Metil linoleat	898,767
		water	2643,378
		methanol sisa	33855,366
		sulfuric acid	26629,978
		H reaksi	22802,960
		Q loss	175,059
<b>Total</b>	<b>5932438</b>	<b>Total</b>	<b>5932438</b>

### (3) Reaktor Pencampuran NaOH dan CH<sub>3</sub>OH (R-220)

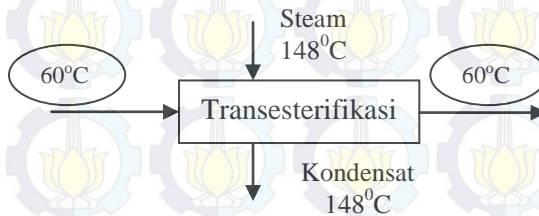


**Tabel IV.4 Neraca Energi Reaktor**

Bahan masuk	$\Delta H$ (kcal)	Bahan keluar	$\Delta H$ (kcal)
NaOH	155898,0269	NaOCH <sub>3</sub>	500411,9953
CH <sub>3</sub> OH	853649,7716	H <sub>2</sub> O	179211,3802



		CH <sub>3</sub> OH sisa	648147,6163
		H reaksi	-272024,246
Q supply	48630,471	Q loss	2431,524
<b>Total</b>	<b>1058178,27</b>	<b>Total</b>	<b>1058178,27</b>

**(4) Transesterifikasi (R-230)****Tabel IV. 5 Neraca Energi Reaktor Transesterifikasi**

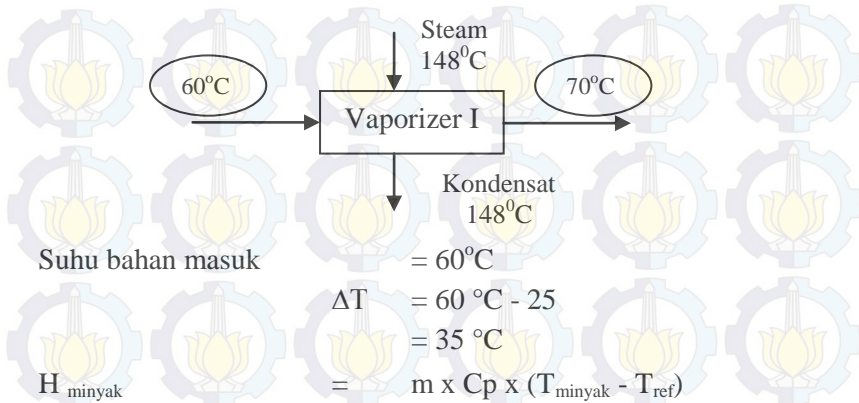
Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	14206,442	Tri-laurat	142,0644178
Tri-miristat	58484,665	Tri-miristat	584,8466484
Tri-palmitat	2838144,228	Tri-palmitat	28381,44228
Tri-stearat	286319,545	Tri-stearat	2863,19545
Tri-oleat	2136243,120	Tri-oleat	21362,4312
Tri-linoleat	502168,876	Tri-linoleat	5021,688762
<b>ffa sisa</b>		<b>Metil ester</b>	0
Asam laurat	0,472	Metil laurat	4919,038919
Asam miristat	11,933	Metil miristat	20141,80374
Asam palmitat	27738,861	Metil palmitat	973357,6029

Program Studi      Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate  
D III Teknik Kimia FTI-ITS      dengan proses transesterifikasi  
metode foolproof




*Bab IV Neraca Energi*

Asam stearat	279,367	Metil stearat	97866,59454
Asam oleat	16055,026	Metil oleat	730946,4625
Asam linoleat	917,256	Metil linoleat	172017,4028
<b>Metil ester</b>	0,000	<b>Glycerine</b>	0
Metil laurat	26,144	Glycerine laurat	1298,850662
Metil miristat	106,271	Glycerine miristat	5738,469776
Metil palmitat	5106,171	Glycerine palmitat	246732,4928
Metil stearat	511,029	Glycerine stearat	22343,98948
Metil oleat	3817,927	Glycerine oleat	173411,3104
Metil linoleat	898,767	Glycerine linoleat	42471,21463
NaOCH <sub>3</sub>	500411,995	<b>ffa sisa</b>	0
Methanol	648147,616	Asam laurat	0,471825117
water	179211,380	Asam miristat	11,9325027
Q supply	2460509,714	Asam palmitat	27738,86082
		Asam stearat	279,3665452
		Asam oleat	16055,0263
		Asam linoleat	917,2560883
		NaOCH <sub>3</sub>	500411,9953
		Methanol	106083,4232
		water	179211,3802
		H reaksi	1501012,247
		Q loss	123025,486
<b>Total</b>	<b>5004348,347</b>	<b>Total</b>	<b>5004348,347</b>

**(5) Vaporizer I (V-340)****Tabel IV.6 Neraca Energi Evaporator I**

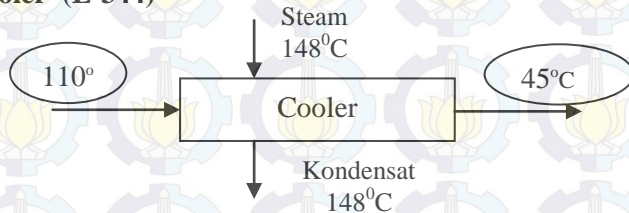
Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	142,064	Tri-laurat	182,6542514
Tri-miristat	584,847	Tri-miristat	751,9456908
Tri-palmitat	28381,442	Tri-palmitat	36490,42579
Tri-stearat	2863,195	Tri-stearat	3681,251293
Tri-oleat	21362,431	Tri-oleat	27465,98297
Tri-linoleat	5021,689	Tri-linoleat	6456,45698
<b>Metil ester</b>	0,000	<b>Metil ester</b>	0
Metil laurat	4919,039	Metil laurat	6324,47861
Metil miristat	20141,804	Metil miristat	25896,60481
Metil palmitat	973357,603	Metil palmitat	1251459,775
Metil stearat	97866,595	Metil stearat	125828,4787



### Bab IV Neraca Energi

Metil oleat	730946,463	Metil oleat	939788,309
Metil linoleat	172017,403	Metil linoleat	221165,2321
<b>FFA Sisa</b>	<b>0,000</b>	<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>
Asam laurat	0,472	Asam laurat	0,606632293
Asam miristat	11,933	Asam miristat	15,34178918
Asam palmitat	27738,861	Asam palmitat	35664,24963
Asam stearat	279,367	Asam stearat	359,1855581
Asam oleat	16055,026	Asam oleat	20642,17668
Asam linoleat	917,256	Asam linoleat	1179,329256
Methanol	588134,942	Methanol	325839112979,52
Q supply	342989060674,831	Q loss	17149453033,742
Total	342991269365,742	Total	342991269365,742

#### (6) Cooler (E-344)



**Tabel IV.7 Neraca Energi CoolerII**

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	345,0135861	Tri-laurat	81,17966731

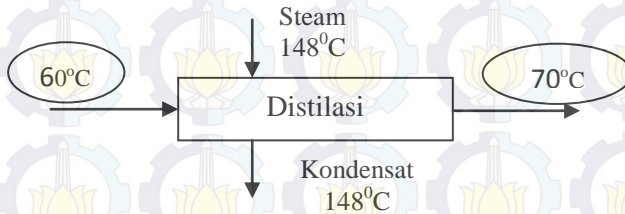


Tri-miristat	1420,34186	Tri-miristat	334,1980848
Tri-palmitat	68926,35982	Tri-palmitat	16217,96702
Tri-stearat	6953,474664	Tri-stearat	1636,111686
Tri-oleat	51880,19005	Tri-oleat	12207,10354
Tri-linoleat	12195,52985	Tri-linoleat	2869,536436
<b>Metil ester</b>	<b>0</b>	<b>Metil ester</b>	<b>0</b>
Metil laurat	11946,23737	Metil laurat	2810,879382
Metil miristat	48915,80909	Metil miristat	11509,60214
Metil palmitat	2363868,464	Metil palmitat	556204,3445
Metil stearat	237676,0153	Metil stearat	55923,76831
Metil oleat	1775155,695	Metil oleat	417683,6929
Metil linoleat	417756,5496	Metil linoleat	98295,65872
<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>	<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>
Asam laurat	1,145860998	Asam laurat	0,269614352
Asam miristat	28,97893513	Asam miristat	6,818572971
Asam palmitat	67365,80486	Asam palmitat	15850,77761
Asam stearat	678,4616098	Asam stearat	159,6380258
Asam oleat	38990,77817	Asam oleat	9174,300745
Asam linoleat	2227,621929	Asam linoleat	524,1463362
		Q cooling	3904842,478
<b>Total</b>	<b>5106332,471</b>	<b>Total</b>	<b>5106332,471</b>



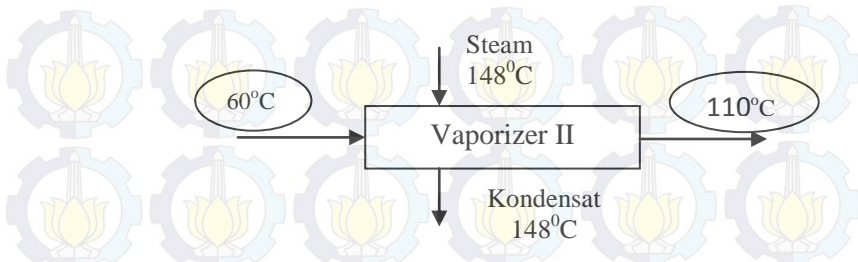


## (7) Distilasi (D-460)



Tabel IV.8 Neraca Energi Distilasi

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
<b>Glycerine</b>		<b>Glycerine</b>	
Glycerine laurat	1601,905061	Glycerine laurat	94,5223483
Glycerine miristat	5746,446132	Glycerine miristat	339,076014
Glycerine palmitat	247082,9245	Glycerine palmitat	14579,42722
Glycerine stearat	22376,27384	Glycerine stearat	1320,339139
Glycerine oleat	173654,4819	Glycerine oleat	10246,69303
Glycerine linoleat	42528,93732	Glycerine linoleat	2509,471457
water	179083,0028	water	44060,10386
NaOCH <sub>3</sub>	500200,1279	NaOCH <sub>3</sub>	882,1871744
Q reeboiling	8993389,33	Q condensate	9641962,142
		Q loss	449669,4665
<b>Total</b>	<b>10165663,43</b>	<b>Total</b>	<b>10165663,43</b>

**(8) Vaporizer II (V-450)****Tabel IV.9 Neraca Energi Vaporizer II**

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
water	2643,378291	sulfuric acid	64672,80293
		water	944804,8419
sulfuric acid	26629,97768		
Q supply	1031793,988	Q loss	51589,699
<b>Total</b>	<b>1061067,344</b>	<b>Total</b>	<b>1061067,344</b>

## BAB V

### SPESIFIKASI PERALATAN

#### 1. PFAD Storage Tank (F-111)

Fungsi : Menyimpan PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

#### Spesifikasi PFAD Storage Tank

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank	
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D	
Kapasitas Tangki	:	42009.484	m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	:	96	ft
Diameter Tangki	:	144	ft
Tebal Shell per Course			
Course 1	:	3.318	in
Course 2	:	3.049	in
Course 3	:	2.780	in
Course 4	:	2.511	in
Course 5	:	2.242	in
Course 6	:	1.973	in
Course 7	:	1.705	in
Course 8	:	1.436	in
Tinggi Head Tangki	:	18.485	ft
Tebal Head Tangki	:	1.956	in
Diameter Pipa (Inlet)	:	18	in
		Schedule No	20



Diameter Pipa (Outlet)	:	10	in
		Schedule No	40

2. Biodiesel Storage Tank (F-345)  
Fungsi : Menyimpan Biodiesel pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

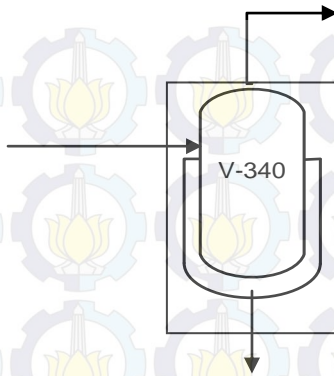
Spesifikasi Biodiesel Storage Tank

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	239.060 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	:	56 ft
Diameter Tangki	:	14 ft
Tebal Shell	:	0.615 in
Tinggi Head Tangki	:	40.869 ft
Tebal Head Tangki	:	0.337 in
Diameter Pipa (Inlet)	:	1.5 in
		Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	10 in
		Schedule No 40





### 3. Vaporizer I (V-340)



Fungsi : menguapkan methanol pada suhu  $65^{\circ}\text{C}$  dengan jaket pemanas

Tipe : silinder, vertikal, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas

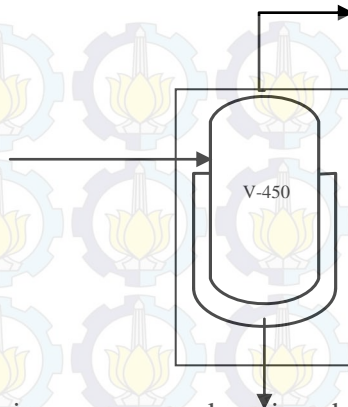
Spesifikasi Vaporizer

Spesifikasi	Keterangan	
<b>Dimensi shell :</b>		
Diameter shell inside	7	ft
Panjang shell	28	ft
Tebal shell	5/8	in
<b>Dimensi tutup :</b>		
Tebal tutup dished	7/8	in
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah tangki	1 buah	
<b>Jaket Pemanas :</b>		
Diameter jaket	19.11	ft
Tinggi jaket	22.38	ft
Jacket spacing	0.062	in

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



## 4. Vaporizer 2 (V-450)



Fungsi : menguapkan air pada suhu 110 °C dengan jaket pemanas

Tipe : silinder, vertikal, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas

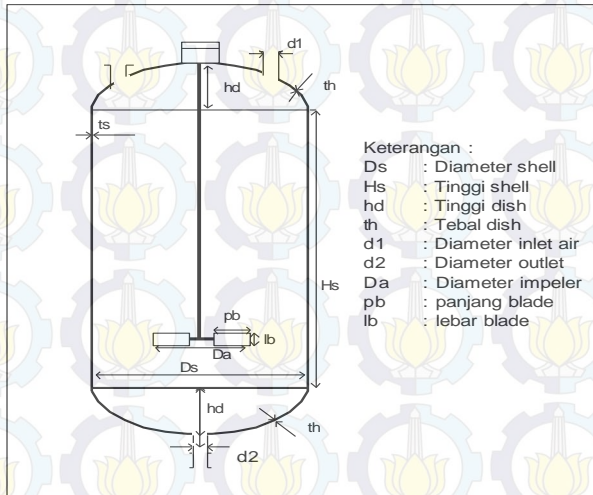
## Spesifikasi Vaporizer

Spesifikasi	Keterangan	
<b>Dimensi shell :</b>		
Diameter shell inside	1	ft
Panjang shell	4	ft
Tebal shell	5/8	in
<b>Dimensi tutup :</b>		
Tebal tutup dished	7/8	in
Bahan kosntruksi	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah tangki	1 buah	
<b>Jaket Pemanas :</b>		
Diameter jaket	19.11	ft
Tinggi jaket	3.49	ft
Jacket spacing	0.062	in

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



## 5. Reaktor Transesterifikasi



**Fungsi** : sebagai tempat berlangsungnya reaksi transesterifikasi antara TGS dari minyak dengan methanol dengan membentuk metil ester dan gliserol.

**Tipe** : tangki berbentuk silinder dengan tutup dan dasar Flanged dan Dished Head yang dilengkapi dengan pengaduk “Impeller” dan jaket pemanas.

### Spesifikasi Reaktor Transesterifikasi

<b>Bentuk</b>	:	Silinder vertikal dengan tutup dasar atas Flanged and Dishead Head	
<b>Volume Tangki</b>	:	26.184659	ft <sup>3</sup>
<b>Volume Liquid</b>	:	20.947728	ft <sup>3</sup>
<b>Diameter Tangki</b>	:	2.81207	ft

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



<b>Tinggi Tangki</b>	:	4.2181	ft
<b>Tinggi Liquid</b>	:	3.3746	ft
<b>Shell</b>			
ID	:	31.495	in
Tebal	:	1.125	in
OD	:	32.7521	in
Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade B	
Welded	:	Double Welded Butt Joint	

**Flange & Dished Head**

ID	:	31.4948	in
Tebal	:	0.6287	in
OD	:	32.7521	in
Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade B	
Welded	:	Double Welded Butt Joint	
Icr	:	14.438	in
r	:	180	in

**Spesifikasi Pengaduk**

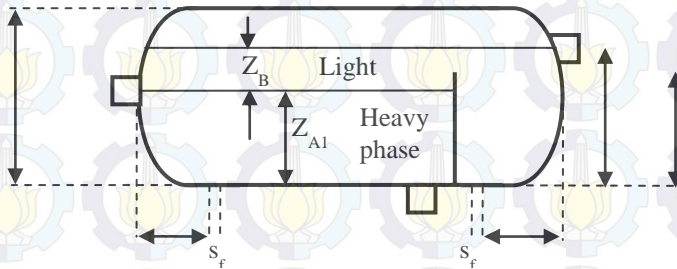
Tipe	:	Propeller dengan 4 buah baffle	
Jumlah	:	1	
Diameter	:	0.8577	m
Putaran	:	400	rpm
Power Motor	:	68.39	Hp

<b>Tebal Vessel Jacket</b>	:	3/16	in
----------------------------	---	------	----





## 6. Decanter 1



**Fungsi** : untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk metil ester.

**Tipe** : berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head.

### Spesifikasi Decanter 1

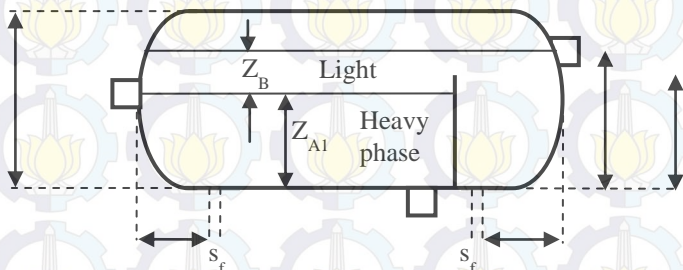
<b>Nama Alat</b>	: Decanter 1
<b>Fungsi</b>	: Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk
<b>Bentuk</b>	: Berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head
<b>Kapasitas</b>	: 2563.52 ft <sup>3</sup>
<b>Dimensi</b>	: Lebar tangki = 483.0 in
	Diameter dalam silinder = 143.5 in
	Diameter luar bagian silinder = 144 in
	Tebal silinder = 0.25 in
	Tebal tutup atas = 0.19 in
	Tebal tutup bawah = 0.19 in
	Tinggi liquid total = 129.2 in
	Tinggi heavy phase = 64.58 in

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



Tinggi heavy phase overflow		=	104.7	in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-212, Grade A		

## 7. Decanter 2



Fungsi : untuk memisahkan gliserol dan air dari produk metil ester.

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head.

**Spesifikasi Decanter 2**

Nama Alat	:	Decanter 2		
Fungsi	:	Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk		
Bentuk	:	Berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head		
Kapasitas	:	3625.61	ft <sup>3</sup>	
Dimensi	:	Lebar tangki	=	483.0 in
	:	Diameter dalam silinder	=	143.5 in
	:	Diameter luar bagian silinder	=	144 in
	:			

*Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate dengan proses transesterifikasi metode foolproof*



Tebal silinder	=	1/4	in
Tebal tutup atas	=	3/16	in
Tebal tutup bawah	=	3/16	in
Tinggi liquid total	=	129.2	in
Tinggi heavy phase	=	64.58	in
Tinggi heavy phase overflow	=	104.7	in
Bahan : Carbon Steel, Type SA-212, Grade A			

## 8. Pompa (L-112)

Fungsi : mengalirkan PFAD dari storage PFAD ke reaktor esterifikasi

## Spesifikasi Pompa

Fungsi	: Memompa PFAD ke reaktor
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 38.0482 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 34 bar
Discharge pressure	: 34 bar
Beda ketinggian	: 30 ft
Ukuran pipa	: 2 in OD, sch.40
Power pompa	: 1.0952hp
Jumlah	: 1 buah

## **BAB VI UTILITAS**

Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) dengan proses transesterifikasi metode foolproof ini, utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam pabrik tersebut. Oleh karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik biodiesel meliputi:

1. Air

Air dalam pabrik biodiesel ini digunakan sebagai air sanitasi yang digunakan untuk karyawan, untuk laboratorium, dan lain-lain serta air proses yang digunakan untuk Esterifikasi, Transesterifikasi, pendingin, pelarut  $\text{CH}_3\text{OH}$ , pelarut  $\text{NaOCH}_3$ , dan pelarut  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

2. Steam

Steam pada pabrik biodiesel digunakan untuk proses pemanasan (menaikkan suhu), antara lain pada alat-alat Preheater 1 (E-112), reaktor Esterifikasi (R-110), Reaktor Transesterifikasi (R-230), Vaporizer 1 (V-340), Vaporizer 2 (V-450) dan Distilasi (D-460)

3. Bahan Bakar

Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar boiler dan pembangkit tenaga listrik. Dan yang digunakan yaitu bahan bakar fuel oil.

4. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari beberapa peralatan proses maupun penerangan.

### **VI. 1 Unit Penyedia Air**

Jika dilihat dari unit utilitas, sebagian besar bahan yang akan digunakan dalam proses pabrik adalah air. Dalam pabrik methyl ester ini, kebutuhan air direncanakan diambil dari air sungai. Oleh karena air merupakan solvent umum dan secara





praktis semua zat bisa larut didalamnya, maka sebelum digunakan air perlu diolah terlebih dahulu dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang bersifat mikro maupun yang bersifat makro sebelum masuk ke dalam bak penampung.

Air didalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan. Adapun kegunaan air dalam pabrik adalah sebagai berikut:

Kebutuhan air dalam pabrik antara lain adalah untuk :

- a. Air sanitasi
- b. Air pendingin
- c. Air umpan boiler
- d. Air proses

#### **a. Air Sanitasi**

Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih meliputi :

##### **a. fisik**

- suhu : dibawah suhu udara sekitar
- warna : jernih
- rasa : tidak berasa
- bau : tidak berbau
- kekeruhan :  $< 1 \text{ mgr SiO}_2/\text{liter}$

##### **b. kimia**

- pH : 6,5 – 8,5
- tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik.
- tidak mengandung zat-zat beracun.

##### **c. biologis**

- tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri coli dan patogen.

#### **b. Air Proses**

Yang dimaksud dengan air proses disini adalah air yang digunakan dalam proses di pabrik biodiesel. Yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air proses adalah : keasaman (pH), alkalinitas, kekeruhan, dan warna



### c. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan terhadap kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut. Walaupun air sudah kelihatan jernih tetapi pada umumnya masih mengandung mineral – mineral berupa kation maupun anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu:

- Zat- zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan air pengisi yang mengandung larutan-larutan bersifat asam, serta gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida,  $H_2$  dan  $NH_3$ . Untuk oksigen dan  $CO_2$  dapat masuk ke dalam air melalui proses aerasi ataupun kontak yang terjadi dalam atmosfer.

- Zat penyebab “ scale foaming”

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foam ( busa ) pada boiler, karena adanya zat – zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Beberapa Batasan Air dalam Boiler Menurut JIS :

Parameter Kualitas Air Oil Boiler	Min (ppm)	Ideal	Max (ppm)
Hardness Air Soft	0	0	5
M - Alk. Air Soft	45	58	60
pH Air Boiler	10,5	10,7	11,3
P - Alk. Air Boiler	150	300	350
M – Alk. Air Boiler	200	450	500
Kandungan $PO_4$	20	30	40

\* JIS = Japan International Standard



Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai air umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion  $Mg^{2+}$  dan  $Ca^{2+}$  yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga akan menyebabkan over-heating yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.

#### d. Air Pendingin

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin karena adanya faktor-faktor, antara lain :

- air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.
- mudah diatur dan dikerjakan.
- dapat menyerap jumlah panas yang besar persatuan volume.
- tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.
- tidak terdekomposisi.

Yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain :

- Hardness, yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Silika, penyebab kerak.
- Minyak, penyebab terganggunya “film corrosion inhibitor”, koefisien heat transfer yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

**Beberapa syarat air pendingin, antara lain :**

Turbidity	: < 50 ppm SiO <sub>2</sub>
pH	: 7,5 – 8,5
Kadar Fe	: < 5 ppm
Kadar H <sub>2</sub> S	: < 5 ppm
Kadar Mg	: < 0,5 ppm



- Pengolahan secara fisika
- Pengolahan secara kimia
- Pengolahan secara fisika lanjutan
- Pengolahan khusus

Pengolahan secara fisika meliputi pengendapan suspended solid tanpa koagulan (plan sedimentation), pemisahan atau penyaringan minyak dan kotoran padat lainnya. Air yang digunakan dari sungai, sebelum masuk bak penampung dilewatkan saringan (strainer) untuk mengurangi kotoran seperti sampah dan lain - lain. Ketika masuk bak penampung, kotoran akan dilewatkan melalui sekat filter untuk mengendapkan kotoran seperti pasir yang kemungkinan ikut terbawa dalam air, dan sesudahnya air secara overflow dari bak penampung dialirkan ke proses pengolahan berikutnya.

Pengolahan secara kimia atau biasa disebut klarifikasi terutama untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan menambahkan bahan kimia tertentu. Sebelum masuk bak penjernih, air ditambahkan ditambahkan dengan bahan kimia berupa tawas ( $Al_2(SO_4)_3$ ) yang berfungsi sebagai koagulan. Dengan adanya penambahan tawas tersebut diharapkan kotoran-kotoran yang masih terdapat dalam air dapat digumpalkan untuk kemudian diendapkan secara gravitasi. Reaksi yang terjadi, yaitu :

$$Al_2(SO_4)_3 + 3 Ca(OH)_2 \longrightarrow 3 CaSO_4 + Al(OH)_3 + 6 CO_2$$

Disini juga ditambahkan  $Ca(OH)_2$  untuk mengkondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, sebab dengan adanya penambahan tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan  $Ca(OH)_2$  agar pH air menjadi tetap netral.

Seperti proses pengendapan, penyaringan/filtrasi, terutama





untuk lebih menyempurnakan proses kimia. **Pengendapan**, air dari bak penambahan bahan kimia dialirkan secara overflow ke perangkat sedimentasi yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi. Untuk lebih mengoptimalkan proses pengendapan ini, maka dalam bak sedimentasi dilengkapi pula dengan clarifier lamela yang berputar dalam kecepatan putar tertentu untuk mengambil kotoran yang telah mengendap pada dasar bak sedimentasi untuk kemudian dipompa keluar. Dari bak sedimentasi ini, air bersih kemudian dialirkan secara overflow menuju bak penampung air bersih. **Filtrasi**, dari bak penampung air bersih, air kemudian dipompakan masuk ke dalam perangkat filtrasi yang berupa sand filter untuk mengikat kotoran-kotoran dalam air yang kemungkinan masih belum terpisah setelah melalui proses sedimentasi. Selanjutnya air dari sand filter kemudian ditampung sementara dalam bak penampung air bersih dan kemudian baru didistribusikan menurut fungsinya masing-masing, yaitu air sanitasi, air proses, air pendingin, dan air umpan boiler. Khusus untuk air pendingin dapat secara langsung digunakan, sedangkan untuk air sanitasi perlu terlebih dahulu ditambahkan dengan kaporit untuk mensterilkan air dari kuman. Untuk air proses dan air umpan boiler diperlukan perangkat pelunasan air guna memenuhi standar operasi yang optimal.

#### d. Pengolahan khusus

Pengolahan air secara khusus, tergantung pada penggunaannya, seperti:

- Pelunakan dengan kapur
- Pelunakan dengan penukaran ion.

Adapun untuk pengolahan pelunakan digunakan ion exchanger terdiri dari kation dan anion exchange. Pada kation exchanger, ion positif seperti  $Mg^{2+}$  dan  $Ca^{2+}$  diganti dengan ion  $H^+$  dari resin kation (RH), sedangkan pada anion exchanger ion negative seperti  $Cl^-$  diikat oleh resin basa kuat (ROH). Untuk air umpan boiler memerlukan kation dan anion exchanger, karena yang perlu hilang dari umpan boiler adalah ion  $Ca^{2+}$ , ion  $Mg^{2+}$



serta ion  $\text{Cl}^-$  yang merupakan penyebab kesadahan dan akan menimbulkan kerak serta korosi pada ketel.

Unit ini dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin dengan menambahkan larutan  $\text{HCl}$  kedalam kation exchanger. Sedangkan untuk anion exchanger digunakan larutan  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi pada proses **demineralisasi**, antara lain :

**Kation exchanger :**



**Anion exchanger :**



Sedangkan proses **regenerasi** yang terjadi yaitu :

**Kation exchanger**, dengan menggunakan  $\text{HCl}$ .



**Anion exchanger**, dengan menggunakan  $\text{NaOH}$ .



Resin akan jenuh setelah bekerja selama 36 jam yang ditunjukkan dengan kenaikan konduktifitas anion, penurunan FMA (Free Mineral Acid), kenaikan pH, dan total hardness  $> 0$ , untuk itu perlu dilakukan regenerasi yaitu dengan menggunakan  $\text{HCl}$ .

### VI.3 Perhitungan Kebutuhan Air

Diketahui densitas air pada  $30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ Kg} / \text{m}^3$



---

(Geankoplis, C.J., “Transport Processes And Unit Operations”, 3<sup>rd</sup> Ed, App. A.2., p.854).

### A. Air Sanitasi

#### 1. Air untuk karyawan

Asumsi : air untuk karyawan 100 kg / hari

Ditetapkan : jumlah karyawan 100 orang,

Sehingga total air yang dibutuhkan :

$$= (10000 \text{ kg / hari}) / (\text{densitas air})$$

$$= (10000 \text{ kg / hari}) / (995,68 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 10.04 \text{ m}^3/\text{hari} \times (1\text{hari} / 24 \text{ jam})$$

$$= 0,418 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

#### 2. Air untuk laboratorium

$$= (12000 \text{ kg / hari}) / (\text{densitas air})$$

$$= (12000 \text{ kg / hari}) / (995,68 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 12.05 \text{ m}^3 / \text{hari} \times (1 \text{ hari} / 24 \text{ jam})$$

$$= 0,502 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

#### 3. Untuk lain-lain

$$= (1000 \text{ kg / hari}) / (\text{densitas air})$$

$$= (12000 \text{ kg / hari}) / (995,68 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 12.05 \text{ m}^3 / \text{hari} \times (1 \text{ hari} / 24 \text{ jam})$$

$$= 0,502 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$\text{Total Air Sanitasi} = 34,13 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$= 1,42 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

### B. Air Proses

Kebutuhan untuk air proses tidak ada dalam pabrik biodiesel ini.

### C. Air Umpan Boiler

Kebutuhan untuk air umpan boiler yang didapatkan dari *Appendiks B – perhitungan neraca panas*. Berdasarkan perhitungan dari neraca panas, kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan steam pada sistem pemrosesan dalam studi ini berasal dari :





Preheater Esterifikasi	10403,61123
Reaktor Esterifikasi	6883
Reaktor Pembentukan NaOCH <sub>3</sub>	95,60130412
Reaktor Transesterifikasi	4837,04827
Vaporizer I	674272746,5
Vaporizer II	2028,37538
Distilasi	17679,85635
<b>TOTAL</b>	<b>674314674</b>

Total kebutuhan

$$\begin{aligned}\text{air umpan boiler} &= 674314674 \text{ ( kg / hari ) / (densitas air)} \\ &= 674314674 \text{ ( kg / hari ) / (995,68 kg/m}^3\text{)} \\ &= 677240,35 \text{ m}^3 \text{ / hari.}\end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air boiler maka dilakukan recycle air boiler diasumsikan 80% dari total steam condensate kembali ke air boiler.

$$\begin{aligned}\text{Air boiler yang direcycle :} \\ &= 80\% * 677240,35 \text{ m}^3 \text{ / hari.} \\ &= 541792,2818 \text{ m}^3 \text{ / hari.}\end{aligned}$$

Jadi kebutuhan air boiler yang diambil dari air sungai sebesar 20% dari kebutuhan total air boiler =  $20\% * 677240,35 = 135448,0705 \text{ m}^3 \text{ / hari.}$

#### D. Air Pendingin

Kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari *Appendiks B – perhitungan neraca panas*. Air pendingin ini berasal dari :

cooler	58631268,44
condensor	642797,4762
<b>TOTAL</b>	<b>59274065,92</b>





Total kebutuhan

$$\begin{aligned}\text{air pendingin} &= (59274065,92 \text{ kg/hari})/(\text{densitas air}) \\ &= (59274065,92 \text{ kg/hari})/(995,68 \text{ kg/m}^3) \\ &= 59531,24088 \text{ m}^3 / \text{hari}\end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka dilakukan recycle air pendingin diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower.

**Air pendingin yang direcycle :**

$$= 90\% * 59531,24088 \text{ m}^3 / \text{hari.}$$
$$= 53578,11679 \text{ m}^3 / \text{hari.}$$

Jadi kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin =  $10\% * 59531,24088 = 5953,124088 \text{ m}^3 / \text{hari}$ .

**Total awal kebutuhan air :**

$$\begin{aligned} &= \text{air sanitasi} + \text{air boiler} + \text{air pendingin} \\ &= 34,13 + 541792,2818 + 53578,11679 \\ &= 595404,53 \end{aligned}$$

**Total air yang direcycle :**

Air boiler = 80% \* 677240,35 m<sup>3</sup> / hari.  
= 541792,2818 m<sup>3</sup> / hari.

Air pendingin =  $90\% \cdot 59531,24088 \text{ m}^3 / \text{hari}$   
 =  $53578,11679 \text{ m}^3 / \text{hari}$ .

Jadi total air yang direcycle = air boiler + air pendingin  
 $= 541792,2818 + 53578,11679$   
 $= 595370,4 \text{ m}^3 / \text{hari}.$

## Make Up Water :

Air boiler = 20% \* 677240,35 m<sup>3</sup> / hari.  
= 135448,0705 m<sup>3</sup> / hari.

**Keseluruhan air yang dibutuhkan (yang diambil dari sungai)**

Air reboiler = 677240,35 m<sup>3</sup> / hari.

Air pendingin = 59531,24088 m<sup>3</sup> / hari.

Jadi keseluruhan air yang dibutuhkan :  
 $= 34,13 + 677240,35 + 59531,24088$   
 $= 736805,72 \text{ m}^3 / \text{hari}.$

## **BAB VII**

### **KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

Keselamatan kerja dalam suatu pabrik merupakan hal yang pokok dan sangat penting untuk diperhatikan dalam menjalankan sebuah proses produksi. Karena keamanan dan keselamatan yang terjamin serta minimnya kecelakaan yang terjadi akan memperlancar proses produksi tersebut sendiri, demikian juga sebaliknya.

Keselamatan dan kesehatan kerja dalam penerapannya secara langsung di lapangan berhubungan erat dengan adanya kebijakan khusus sistem manajemen K3 yang berkenaan dengan proses produksi yang digunakan, khususnya yang berhubungan dengan identifikasi dan pengontrolan terhadap kemungkinan bahaya yang timbul dan keselamatan para pekerja.

Beberapa pelaksanaan kesehatan dan keselamatan kerja di Pabrik Biodiesel dari PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof secara umum sebagai berikut :

1. Tangki, yang meliputi tangki penampung, tangki  $\text{NaOCH}_3$ , dan tangki katalis
  - Pemilihan material dengan corrosion allowable yang tepat (disesuaikan dengan kondisi operasi).
  - Pemasangan manhole dan hade hole untuk inspeksi dan maintenance.
  - Pemasangan level gauge pada tangki penutup.
  - Pemasangan pressure receiving devile untuk tangki bertekanan.
  - Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, man hole dan hand hole untuk inspeksi dan maintenance.
  - Atmosperic storage tank dilengkapi dengan ventilasi.
  - Sirkulasi udara harus baik.
  - Penggunaan pakaian anti asam, masker gas, sarung tangan, dan sepatu karet untuk tangki  $\text{NaOCH}_3$  dan tangki katalis





- Pemasangan tanda bahaya disekitar tangki.
2. Perpipaan
- Untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa, maka perpipaan diletakkan di atas tanah.
  - Susunan valve dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu safety dan diatur sedemikian rupa supaya transportasi tidak terganggu. Pada perpipaan diberi warna yang berbeda, fluida panas pipa berwarna merah, sedangkan untuk fluida dingin menggunakan pipa berwarna biru.
  - Pipa steam dilosped dan dipasang block valve sehingga steam bisa didatangkan dari berbagai arah jika terjadi kerusakan pada pipa steam.
  - Dipasang fire stop pada semua sistem pengeluaran untuk mencegah penyebaran kebakaran.
  - Dipasang isolasi yang baik untuk pipa steam dan pipa air panas agar tidak ada bahaya kebakaran kulit apabila tersentuh oleh karyawan atau petugas dan selain untuk mencegah panas yang hilang.
  - Sambungan dipasang dan dikontrol dengan baik.
3. Reaktor meliputi reaktor esterifikasi dan transesterifikasi
- Pada daerah di sekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.
  - Pekerja pada bagian reaktor diharuskan menggunakan sarung tangan dan safety helmet.
  - Setelah diadakan pembersihan reaktor harus dites tekanan dan temperatur untuk mencegah over stressing.
  - Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.

Berikut adalah usaha untuk mencegah kecelakaan kerja pada Pabrik Biodiesel dari PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof :





### 1. Bahan baku

#### a. PFAD (Palm Fatty Acid Distillate)

- Alat pelindung tangan atau gloves

#### b. $\text{NaOCH}_3$

- Alat pelindung tangan atau gloves
- Alat pelindung kaki atau safety shoes

#### c. Methanol

- Alat pelindung tangan atau gloves
- Respirator / alat pelindung pernapasan

#### d. $\text{H}_2\text{SO}_4$

- Alat pelindung tangan atau gloves
- Respirator / alat pelindung pernapasan

### 2. Alat

#### a. Pompa

- Bagian propeller dilengkapi dengan casting
- Bagian kopling (yang menghubungkan propeller dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator

#### b. Heater/Cooler

- Dilengkapi dengan valve pada exchanger tersebut.
- Dipasang drain hole secukupnya untuk pembersihan.
- Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu tertentu.

#### c. Boiler

- Dilengkapi dengan isolasi
- Dilengkapi dengan Pressure Safety Valve (untuk mengukur tekanan pada boiler)



- 
- d. Tangki katalis tangki methanol dan tangki  $\text{NaOCH}_3$
- Alat pelindung muka atau face shield
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
- e. Reaktor esterifikasi, reaktor pencampuran  $\text{NaOCH}_3$  dan reaktor transesterifikasi
- Alat pelindung pernapasan atau masker kain
  - Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
  - Alat pelindung mata atau Safety Glasses dan Googles
- f. Evaporator
- Alat pelindung kepala atau helm
  - Alat pelindung kaki atau sepatu karet
  - Alat pelindung tangan atau sarung tangan
  - Dilengkapi dengan Pressure Vacuum Relief Valve (untuk mengukur tekanan pada evaporator)
- g. Distilasi
- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
  - Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
  - Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
  - Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.
- h. Decanter
- Pemakaian sarung tangan asbes
  - Pemakaian alat pelindung telinga ear muff atau ear plug
  - Safety helmet
  - Alat pelindung kaki
-



Himbauan di tempat khusus :

1. Pada tangki penampung seperti; tangki penampung methanol, biodiesel atau bahan yang sifatnya eksplosive dan mudah terbakar maka perlu dilakukan pemasangan tanda-tanda peringatan contohnya dilarang merokok dan pengurangan kegiatan yang menggunakan api.
2. Peletakan bahan-bahan harus sesuai dengan peraturan atau keamanan yang berguna untuk keselamatan para pekerja.

## **BAB VIII**

### **PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI**

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat ukur serta instrumentasi merupakan suatu bagian yang memegang peranan sangat penting karena dengan adanya system informasi tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik adalah sebagai berikut :

1. Untuk menjaga suatu proses instrumentasi agar tetap aman, yaitu dengan cara :
  - Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya secara interlock otomatis jika kondisi kritis muncul.
  - Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan factor-faktor yang lainnya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.
5. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
6. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi adalah :

1. Ketelitian yang dibutuhkan





2. Mudah pengoperasiannya
3. Mudah diganti jika rusak
4. Level instrumentasi
5. Range yang diperlukan dalam pengukuran
6. Biaya ekonomis

Pada Pabrik Biodiesel dari PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof ini, instrumentasi yang digunakan ada 2 macam yaitu secara otomatis dan manual, tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknik serta ekonominya. Pengaturan secara manual, biasanya dilakukan dengan menggunakan peralatan yang hanya diberi instrument penunjuk atau pencatat saja. Sedangkan pada instrument petunjuk otomatis diperlukan beberapa bagian instrumentasi. Adapun langkah – langkah untuk menyusun system control dan instrument pada suatu proses produksi, sebagai berikut :

1. Identifikasi terhadap “plant operation” dengan tujuan untuk mengetahui control atau instrument yang digunakan untuk “plant” tersebut.
2. Identifikasi “key process”, dimana yang membutuhkan variable control yang jelas terutama berkaitan dengan kualitas produk.
3. Identifikasi “key process support”, dalam hal ini berhubungan dengan “safety operation” dalam melindungi dari suatu permasalahan produksi.

Cara pengontrolan yang sering digunakan sebagai berikut :

a. Secara manual

Alat ukur ini dikontrol oleh manusia, hanya berdasarkan pengamatan saja. Cara ini kurang baik karena ketelitian dari manusia yang terbatas

b. Secara otomatis

Alat pengontrol secara otomatis ini ada bermacam-macam cara pengontrolannya, antara lain :



- Sistem on-off control
- Sistem proportional
- Sistem proportional integral
- Sistem proportional integral derivative

Jenis instrumen yang digunakan dapat digolongkan menjadi :

1. Indikator

Merupakan alat yang menunjukkan suatu kondisi operasi pada waktu tertentu

2. Recording

Merupakan alat pencatat kondisi operasi pada suatu peralatan

4. Controller

Merupakan alat yang menunjukkan kondisi operasi pada waktu tertentu sekaligus mampu mengendalikan sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Beberapa bagian instrumen yang diperlukan pada alat pengontrol secara otomatis :

1. Elemen pengontrol

Yaitu elemen yang menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dirasa oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga sesuai perubahan yang terjadi

2. Elemen pengontrol akhir

Yaitu elemen yang mengubah variabel yang diukur agar tetap berada dalam range yang diinginkan

3. Primary elemen

Yaitu elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variabel yang diukur

4. Elemen pengukur



Yaitu elemen yang menerima output dari primary elemen dan melakukan pengukuran, termasuk peralatan penunjuk (indicator)

Sistem control yang digunakan dalam suatu “plant operation” adalah :

**a. Level control.**

Berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas maksimum yang diijinkan. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa kolom. Level control dihubungkan dengan control valve pada aliran keluaran produk.

**b. Pressure control.**

Berfungsi untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi diinginkan. Pressure control sangat dibutuhkan pada system yang menggunakan aliran steam atau uap. Pressure control dihubungkan dengan control valve pada aliran keluaran steam atau uap.

**c. Flow control.**

Untuk mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang masuk ke suatu proses atau alat. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa tangki penyimpanan.

**d. Temperature control.**

Untuk mengendalikan dan mengetahui kondisi operasi berdasarkan temperature yang diinginkan.

Berikut system control yang dipakai dalam “plant operation” Pabrik Biodiesel dari PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof :



No	Nama alat	Kode	Instrumentasi
1	Tangki Storage	F-111 F-113 F-221 F-222 F-345 F-467 F-468	Level indicator [LI] Flow rate controller [FC] Temperature controller [TC]
2	Dekanter	H-115 H-232	Flow rate controller [FC]
3	Reaktor	R-110 R-220 R-230	Temperature controller [TC] Flow controller [FC]
4	Vaporizer	V-340 V-450	Temperature controller [TC] Flow controller [FC]
5	Menara Distilasi I	D-460	Temperature controller [TC] Flow controller [FC]



## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Dalam Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) dengan Proses Transesterifikasi Metode Foolproof selama proses produksi banyak menghasilkan limbah, antara lain :

#### **a. Limbah cair :**

Limbah cair ini berupa liquid waste dari hasil samping reaksi transesterifikasi, proses pemisahan pada decanter dan kation-anion exchanger. Liquid waste terdiri dari : methanol,  $\text{NaOCH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan glycerol. Akan tetapi hasil samping glycerol masih memiliki nilai ekonomis sehingga diadakan proses pemisahan menggunakan distilasi. Dari hasil pemisahan ini didapatkan glycerol dengan kemurnian 90%, sehingga memiliki nilai jual yang lebih tinggi.

#### **b. Limbah padat :**

Limbah padat ini berasal dari proses pemurnian air untuk air proses yaitu pada tangki sand filter, kation anion exchanger, mixed bed exchanger, clarifier lamella. Limbah padat tersebut berupa : pasir, endapan lumpur.

Agar tidak menimbulkan pencemaran terhadap lingkungan sekitar maka limbah yang dihasilkan dari proses produksi pembuatan glyserin ini perlu dilakukan pengolahan yang lebih lanjut.

Proses pengolahan limbah tersebut diatas adalah sebagai berikut :

**a. Limbah cair :**

Limbah cair dari proses Pabrik Biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) harus melalui tahapan proses lebih lanjut karena dalam limbah cair masih banyak terdapat senyawa : methanol,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaOCH}_3$  dan glycerol.

$\text{H}_2\text{SO}_4$  dalam limbah cair dapat direcovery dengan pemisahan antara  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dengan air dan methanol dengan menggunakan sistem pemisahan vaporizer II.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  yang diperoleh dari hasil proses pemisahan vaporizer II dapat digunakan untuk katalis kembali pada reaksi esterifikasi.

$\text{NaOCH}_3$  dalam limbah cair dapat direcovery dengan pemisahan antara  $\text{NaOCH}_3$  dengan air dan gliserin dengan menggunakan sistem distilasi.  $\text{NaOCH}_3$  yang diperoleh dari hasil proses pemisahan distilasi dapat digunakan untuk katalis kembali pada reaksi transesterifikasi. *Glycerol* yang diperoleh dari hasil proses pemisahan di atas dapat dijual pada perusahaan farmasi atau obat – obatan sebagai bahan baku. Disamping itu, nilai dari glycerol sangat mahal

Methanol dalam limbah cair dapat direcovery dengan pemisahan antara methanol dengan methyl ester dengan menggunakan sistem pemisahan vaporizer I. Methanol yang diperoleh dari hasil proses pemisahan vaporizer I dapat digunakan untuk reaksi esterifikasi. Methyl ester yang diperoleh dari hasil proses pemisahan di atas dapat dijual sebagai biodiesel yang saat ini sangat diperlukan sebagai bahan alternatif pengganti bahan bakar minyak bumi atau batu bara.

**b. Limbah padat :**

Limbah padat ini banyak mengandung unsur hara yang cocok sebagai pupuk. Biasanya lumpur dari sand filter dan clarifier dialirkan ke bak pasir untuk menyaring unsur hara dari air. Karena secara teoritis, metode ion exchanger ini tidak menghasilkan aliran limbah. Namun, secara praktis sejumlah air



limbah asam dan basa akan dihasilkan saat dilakukan regenerasi resin penukar ion. Dan sebagai tambahan, resin penukar ion itu sendiri harus diganti secara periodik sehingga menimbulkan masalah dalam pembuangan limbahnya.

### USAHA MEMINIMALISASI LIMBAH

Hal yang sangat penting selain pengolahan limbah adalah usaha untuk mengurangi/ meminimalisasi jumlah limbah yang dapat dihasilkan dari suatu proses produksi antara lain :

- **Penyumbatan**

Penyumbatan dalam pipa, shower, nozzle wire dan felt biasanya terjadi akibat meningkatnya sistem *recycle* dari air bekas proses produksi. Masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan padatan dan kotoran lainnya yang terdapat dalam air yang akan *direcycle*. Selanjutnya seluruh peralatan yang akan digunakan direncanakan sesuai dengan penggunaannya. Penggunaan felt sintesis memungkinkan untuk dapat dilakukan pembersihan secara efektif sehingga masalah penyumbatan dapat dikurangi.

- **Kerak / deposit**

Kerak/deposit terbentuk dari kristalisasi koagulan – koagulan dari bahan – bahan non resin. Kerak merupakan gabungan dari anion karbonat, silikat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe dan Ba. Sebagian besar kerak umumnya hasil deposit  $\text{CaCO}_3$  dan  $\text{MgCO}_3$ .

Salah satu cara untuk mengontrol timbulnya kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation yang terdapat dalam air.

- **Korosi**





Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia terhadap lingkungan. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyak faktor termasuk diantaranya batas oksigen terlarut, pH, zat padat terlarut seperti klorida, dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu dan batas konsentrasi  $\text{CO}_2$ . Banyaknya faktor yang mempengaruhi laju korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan stainless steel atau fiber.

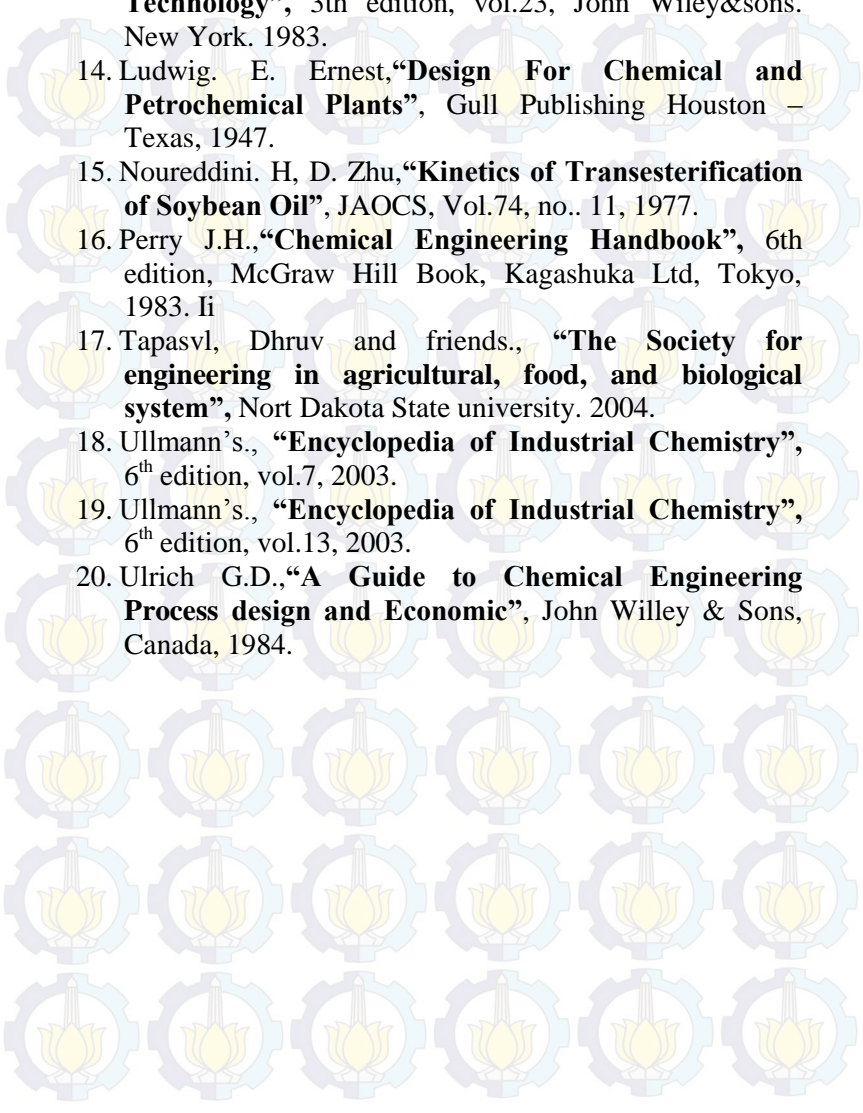
- **Buih / Busa**

Busa terbentuk karena terbawanya senyawa – senyawa organik yang mempunyai permukaan aktif seperti asam – asam resin, asam lemak tak jenuh. Hasil degradasi lemak dari proses netralisasi. Bahan – bahan yang bersifat aktif permukaannya mempunyai kecenderungan untuk terkonsentrasi antara permukaan gas cair dan membentuk kesatuan yang stabil dengan udara. Selama proses operasi berlangsung, gelembung – gelembung busa mengapung dan membentuk busa. Untuk mencegah terbentuknya busa maka harus dihindari terjadinya kontak dengan udara atau dapat dilakukan untuk membuat perpindahan aliran dari tangki ke tangki yang lainnya melalui bawah tangki dengan kontrol terhadap aliran agar tidak ada pengadukan. Cara lainnya yang dapat dilakukan adalah dengan menambahkan anti busa defoamer.



## DAFTAR PUSTAKA

1. Alexandre C. Dimian and Costin Sorin Bildea, **“Chemical Process Design”**, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, 2008
2. Bailey's, Alton E., **“Bailey's Industrial Oil and Fat Product”**, 4th edition, vol.1, Interscience Publisher, New York, 1951.
3. Bailey's, Alton E., **“Bailey's Industrial Oil and Fat Product”**, 6th edition, vol.2, Interscience Publisher, New York, 1982.
4. Bailey's, Alton E., **“Bailey's Industrial Oil and Fat Product”**, 6th edition, vol.5, Interscience Publisher, New York, 1951.
5. Brownell, L.E and Young, F.H., **“Process Equipment Design”**, Willet Eastern Limited, New Delhi, 1959.
6. Coulson, J.M., **“Chemical Engineering”**,
7. Geankoplis, L.J., **“Transport Processes and Unit Operation”**, 2nd edition, Allyn and Bacon Inc., 1983.
8. Himmelblau, D.M., **“Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering”**, 4th edition, Retice-Holl Inc, Engkwood Cliffs, New Jersey, 1982.
9. Hougen & Watson, **“Chemical Process Principles”**, 2th edition, Part I, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
10. J. Van Gerpen and friends, **“Biodiesel Production Technology”**, National Renewable Energy Laboratory, U.S, 2004
11. Kern, D.Q., **“Process Heat Transfer”**, 5th edition, McGraw Hill Book Company, New York, Toronto , London, 1950.
12. Ketaren S., **“Minyak dan Lemak Pangan”**, International Student Edition, McGraw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo, 1950.

- 
13. Kirk-Othmer., **“Encyclopedia of Chemical Technology”**, 3th edition, vol.23, John Wiley&sons. New York. 1983.
  14. Ludwig. E. Ernest, **“Design For Chemical and Petrochemical Plants”**, Gull Publishing Houston – Texas, 1947.
  15. Nouredini. H, D. Zhu, **“Kinetics of Transesterification of Soybean Oil”**, JAOCS, Vol.74, no.. 11, 1977.
  16. Perry J.H., **“Chemical Engineering Handbook”**, 6th edition, McGraw Hill Book, Kagashuka Ltd, Tokyo, 1983. Ii
  17. Tapasvi, Dhruv and friends., **“The Society for engineering in agricultural, food, and biological system”**, Nort Dakota State university. 2004.
  18. Ullmann’s., **“Encyclopedia of Industrial Chemistry”**, 6<sup>th</sup> edition, vol.7, 2003.
  19. Ullmann’s., **“Encyclopedia of Industrial Chemistry”**, 6<sup>th</sup> edition, vol.13, 2003.
  20. Ulrich G.D., **“A Guide to Chemical Engineering Process design and Economic”**, John Willey & Sons, Canada, 1984.

## KESIMPULAN

1. Pabrik Biodiesel ini direncanakan beroperasi selama 330 hari operasi/ tahun dan 24 jam/ hari.
2. Kapasitas pabrik ini adalah sebesar 225910 kg atau 74550 ton methyl ester / hari.
3. Bahan baku utama yang diperlukan ialah sebesar 227053,0303 kg/hari.
4. Bahan pembantu pada pabrik Biodiesel ini terdiri dari
  - Methanol : 52303,265 kg/ hari
  - $\text{H}_2\text{SO}_4$  : 2270,530 kg/ hari
  - NaOH : 11355,588 kg/hari
5. Kebutuhan utilitas pada pabrik biodiesel ini sebagian besar berasal dari air (*water treatment*) yang digunakan pada waktu kondisi steady state:
  - Air sanitasi : 34,13 m<sup>3</sup>/ hari
  - Air reboiler : 677240,35 m<sup>3</sup>/ hari
  - Air pendingin : 59531,24088 m<sup>3</sup>/ hari

## APPENDIKS A NERACA MASSA

Berdasarkan informasi dari Dinas Perindustrian dan Perdagangan Provinsi Sumatra Utara, pabrik minyak goreng di Sumatra Utara dapat memproduksi minyak goreng sekitar 1.498.550 ton per tahun. Sedangkan jumlah PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) dari hasil refinery adalah 5% jumlah minyak goreng atau RBDPO (*Refined Bleaching Deodorizing Palm Oil*). Maka dihasilkan PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) sebanyak 74.926 ton/tahun. Dari data tersebut dapat diketahui kapasitas produksi dan bahan PFAD yang dibutuhkan sebagai berikut :

Kapasitas produksi       = 225910 kg/hari  
                                       = 74550 ton/hari  
 Bahan masuk                = 227053,0303 kg/hari  
 Waktu operasi             = 330  
 Satuan massa              = kg  
 Basis waktu                = 1 hari produksi

Komposisi bahan PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) dan massa tiap komponen dapat dihitung sebagai berikut :

Komponen	Fraksi
TGS	0.995
FFA	0.005
total	1.000

a. TGS (Trigliserida)

Massa TGS                = fraksi (x) x massa bahan masuk  
                                   = 0.995 x 227.053,0303 kg/hari  
                                   = 225.917,765 kg/hari

b. FFA (*Free Fatty Acid*)

Massa FFA                = fraksi (x) x massa bahan masuk  
                                   = 0.005 x 227053,0303 kg/hari  
                                   = 1135,265 kg/hari



Dari perhitungan di atas, dapat diketahui jumlah massa komponen PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) sebagai berikut :

Komponen	Fraksi	Kg
tgs	0.995	225917.765
ffa	0.005	1135.265
total	1.000	227053.030

Sementara komponen asam yang terdapat dalam PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) adalah sebagai berikut :

Komponen	Fraksi
Asam laurat	0.002
Asam miristat	0.010
Asam palmitat	0.480
Asam stearat	0.048
Asam oleat	0.370
Asam linoleat	0.090
Total	1.000

Sumber : Hui, 1996

Dari data tersebut dapat dihitung massa komposisi asam dalam TGS (Trigliserida) dan FFA (*Free Fatty Acid*) yang terdapat dalam PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) yaitu :

a. TGS (Trifliserida)

1. Asam laurat = fraksi (x) x massa TGS  
=  $0,002 \times 225917,765 \text{ kg}$   
= 451,836 kg
2. Asam miristat = fraksi (x) x massa TGS  
=  $0,010 \times 225917,765 \text{ kg}$   
= 2259,178 kg
3. Asam palmitat = fraksi (x) x massa TGS  
=  $0,480 \times 225917,765 \text{ kg}$

### Appendiks A-3

4. Asam stearat = 108440,527 kg  
 = fraksi (x) x massa TGS  
 = 0,048 x 225917,765 kg  
 = 10844,053 kg
5. Asam oleat = fraksi (x) x massa TGS  
 = 0,370 x 225917,765 kg  
 = 83859,573 kg
6. Asam linoleat = fraksi (x) x massa TGS  
 = 0,090 x 225917,765 kg  
 = 20332,599 kg

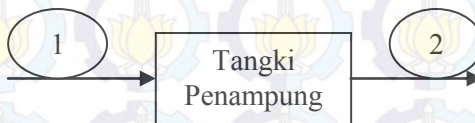
#### b. FFA (*Free Fatty Acid*)

1. Asam laurat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,002 x 1135.265 kg  
 = 2,271 kg
2. Asam miristat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,010 x 1135.265 kg  
 = 11,353 kg
3. Asam palmitat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,480 x 1135.265 kg  
 = 544,927 kg
4. Asam stearat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,048 x 1135.265 kg  
 = 54,493 kg
5. Asam oleat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,370 x 1135.265 kg  
 = 420,048 kg
6. Asam linoleat = fraksi (x) x massa FFA  
 = 0,090 x 1135.265 kg  
 = 102,174 kg

Komponen	Fraksi	Kg	
		tgs	ffa
Asam laurat	0.002	451.836	2.271
Asam miristat	0.010	2259.178	11.353
Asam palmitat	0.480	108440.527	544.927

Asam stearat	0.048	10844.053	54.493
Asam oleat	0.370	83589.573	420.048
Asam linoleat	0.090	20332.599	102.174
Total	1.000	225917.765	1135.265

(1) Tangki Penampung PFAD (F-111)

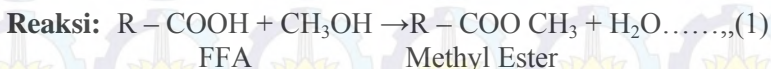


Fungsi : untuk menampung PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) sebelum diproses menjadi biodiesel. PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) mengandung komponen-komponen sebagai berikut:

**Neraca Massa pada tangki penampung PFAD:**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<1>		<2>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599
<b>ffa</b>		<b>ffa</b>	
Asam laurat	2.271	Asam laurat	2.271
Asam miristat	11.353	Asam miristat	11.353
Asam palmitat	544.927	Asam palmitat	544.927
Asam stearat	54.493	Asam stearat	54.493
Asam oleat	420.048	Asam oleat	420.048
Asam linoleat	102.174	Asam linoleat	102.174
Total	227053.030	Total	227053.030

Pada proses Esterifikasi ini 99% FFA bereaksi dengan  $\text{CH}_3\text{OH}$  sehingga terkonversi menjadi Methyl Ester, (G. Knothe and friends, 2002-2004)



a. Asam laurat di dalam FFA ( $C_{11}H_{23}COOH$ )

BM Laurat  $= 200,31776$ 

BM ester laurat = 214,34434

$$\text{BM CH}_3\text{OH} = 32,04$$

Jumlah kg mula-mula asam laurat =  $0,002 \times 1135.265 \text{ kg}$   
= 2,271 kg

Jumlah mol mula-mula asam laurat =  $2,271/200,31776$   
= 0,011335 kmol

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg yang bereaksi} &= 99\% \times 2,271 \text{ kg} \\ &= 2,247825 \text{ kg}\end{aligned}$$

Jumlah mol yang bereaksi =  $0,011335 / 200,31776$   
=  $0,01122 \text{ kmol}$

Jumlah mol ester yang terbentuk =  $1 \times 0,01122$   
 =  $0,01122 \text{ km}$

Jumlah kg Ester yang terbentuk =  $0,01122 \times 214,34434$   
= 2,405 kg

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol CH}_3\text{OH dibutuhkan} &= 1 \times 0,01122 \\ &= 0.01122 \text{ kmol}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg CH}_3\text{OH dibutuhkan} &= 0,01124 \times 32,04 \\ &= 0,3595 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol H}_2\text{O terbentuk} &= 1 \times 0,01122 \\ &= 0,01122 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg H}_2\text{O terbentuk} &= 0,01122 \times 18,01528 \\ &= 0,202 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. Asam miristat di dalam FFA ( $\text{C}_{13}\text{H}_{27}\text{COOH}$ )



$$\text{BM Miristat} = 228,37092$$

$$\text{BM ester miristat} = 242,39750$$

$$\text{BM CH}_3\text{OH} = 32,04$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg mula-mula asam miristat} &= 0,010 \times 1135,265 \text{ kg} \\ &= 11,353 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol mula-mula asam miristat} &= 11,353 / 228,37092 \\ &= 0,049711 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg yang bereaksi} &= 99\% \times 11,353 \text{ kg} \\ &= 11,23913 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol yang bereaksi} &= 11,23913 / 228,37092 \\ &= 0,0492 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol ester terbentuk} &= 1 \times 0,0492 \\ &= 0,0492 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg ester terbentuk} &= 0,0492 \times 242,39750 \\ &= 11,929 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol CH}_3\text{OH dibutuhkan} &= 1 \times 0,0492 \\ &= 0,0492 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg CH}_3\text{OH yang dibutuhkan} &= 0,04929 \times 32,04 \\ &= 1,577 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah mol H}_2\text{O terbentuk} &= 1 \times 0,04929 \\ &= 0,0492 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kg H}_2\text{O terbentuk} &= 0,0492 \times 18,01528 \\ &= 0,8866 \text{ kg}\end{aligned}$$

c. Asam palmitat di dalam FFA ( $C_{15}H_{31}COOH$ )



$$\text{BM Miristat} = 256,42408$$

$$\text{BM ester palmitat} = 270,45066$$

$$\text{BM } CH_3OH = 32,04$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg mula-mula asam palmitat} &= 0,480 \times 1135,265 \text{ kg} \\ &= 544,927 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol mula-mula palmitat} &= 544,927/256,42408 \\ &= 2,1251 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg palmitat bereaksi} &= 99\% \times 544,927 \text{ kg} \\ &= 539,478 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol palmitat bereaksi} &= 539,478/256,42408 \\ &= 2,10385 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol ester yang terbentuk} &= 1 \times 2,10385 \\ &= 2,10385 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg ester yang terbentuk} &= 2,10385 \times 270,45066 \\ &= 568,988 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol } CH_3OH \text{ yang dibutuhkan} &= 1 \times 2,10385 \\ &= 2,10385 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg } CH_3OH \text{ yang dibutuhkan} &= 2,10385 \times 32,04 \\ &= 67,407 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol } H_2O \text{ yang terbentuk} &= 1 \times 2,10385 \\ &= 2,10385 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg } H_2O \text{ yang terbentuk} &= 2,10385 \times 18,01528 \\ &= 37,901 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Asam stearat di dalam FFA ( $C_{17}H_{35}COOH$ )



$$\text{BM Stearat} = 284,47724$$

$$\text{BM ester stearat} = 298,50382$$

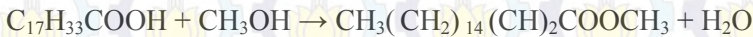
$$\text{BM } CH_3OH = 32,04$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kg mula-mula asam stearat} &= 0,048 \times 1135,265 \text{ kg} \\ &= 54,493 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah mol mula-mula asam stearat} = 54,493/284,47724$$

	= 0,19155 kmol
Jumlah kg stearat bereaksi	= 99% x 54,493 kg
	= 53,9478 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 53,9478 / 284,47724
	= 0,1896 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 1 x 0,1896
	= 0,1896 kmol
Jumlah kg ester yang terbentuk	= 0,1896 x 298,50382
	= 56,608 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 1 x 0,1896
	= 0,1896 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 0,1896 x 32,04
	= 6,076 kg
Jumlah mol H <sub>2</sub> O yang terbentuk	= 1 x 0,1896
	= 0,1896 kmol
Jumlah kg H <sub>2</sub> O yang terbentuk	= 0,1896 x 18,01528
	= 3,41639 kg

e. Asam Oleat di dalam FFA (C<sub>17</sub>H<sub>33</sub>COOH)



BM Oleat	= 282,46136
BM ester stearat	= 296,48794
BM CH <sub>3</sub> OH	= 32,04
Jumlah kg mula-mula asam oleat	= 0,370 x 1135.265 kg
	= 420,048 kg
Jumlah mol mula-mula asam oleat	= 420,048 / 282,46136
	= 1,487099 kmol
Jumlah kg stearat yang bereaksi	= 95% x 420,048 kg
	= 415,84763 kg
Jumlah mol stearat yang bereaksi	= 415,84763 / 282,46136
	= 1,47223 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 1 x 1,47223
	= 1,47223 kmol
Jumlah kg ester yang terbentuk	= 1,47223 x 296,48794
	= 436,498 kg



Jumlah mol CH<sub>3</sub>OH yang dibutuhkan = 1 x 1,47223

$$= 1,47223 \text{ kmol}$$

Jumlah kg CH<sub>3</sub>OH yang dibutuhkan = 1,47223 x 32,04

$$= 47,170 \text{ kg}$$

Jumlah mol H<sub>2</sub>O yang terbentuk = 1 x 1,47223

$$= 1,47223 \text{ kmol}$$

Jumlah kg H<sub>2</sub>O yang terbentuk = 1,47223 x 18,01528

$$= 26,5226 \text{ kg}$$

f. Asam Linoleat di dalam FFA (C<sub>17</sub>H<sub>31</sub>COOH)



BM Oleat = 280,44548

BM ester stearat = 294,47206

BM CH<sub>3</sub>OH = 32,04

Jumlah kg mula-mula asam linoleat = 0,090 x 1135,265 kg

$$= 102,174 \text{ kg}$$

Jumlah mol mula-mula asam linoleat = 102,174 / 280,44548

$$= 0,36433 \text{ kmol}$$

Jumlah kg linoleat yang bereaksi = 95% x 102,174 kg

$$= 101,15213 \text{ kg}$$

Jumlah mol linoleat yang bereaksi = 101,15213 / 280,44548

$$= 0,36068 \text{ kmol}$$

Jumlah mol ester yang terbentuk = 1 x 0,36068

$$= 0,36068 \text{ kmol}$$

Jumlah kg ester yang terbentuk = 0,36068 x 294,47206

$$= 106,211 \text{ kg}$$

Jumlah mol CH<sub>3</sub>OH yang dibutuhkan = 1 x 0,36068

$$= 0,36068 \text{ kmol}$$

Jumlah kg CH<sub>3</sub>OH yang dibutuhkan = 0,36068 x 32,04

$$= 11,556 \text{ kg}$$

Jumlah mol H<sub>2</sub>O yang terbentuk = 1 x 0,36068

$$= 0,36068 \text{ kmol}$$

Jumlah kg H<sub>2</sub>O yang terbentuk = 0,36068 x 18,01528

$$= 6,498 \text{ kg}$$



Komponen yang masuk adalah  $\text{CH}_3\text{OH}$  dengan Basis sebesar 1% pada nilai sebesar 227053,0303 Kg.

Penambahan katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sebesar = 1% x 227053,0303 Kg  
= 2270,530 kg

**Neraca Massa Reaktor Esterifikasi :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<2>		<5>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599
<b>ffa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	2.271	Asam laurat	0.023
Asam miristat	11.353	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	544.927	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	54.493	Asam stearat	0.545
Asam oleat	420.048	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	102.174	Asam linoleat	1.022
<3>		<b>Metil ester</b>	
methanol	1632.436	Metil laurat	2.405
<4>		Metil miristat	11.929
sulfuric acid	2270.530	Metil palmitat	568.988
		Metil stearat	56.608
		Metil oleat	436.498
		Metil linoleat	106.211
		water	75.427

		methanol sisa	1498.290
		sulfuric acid	2270.530
total	230956.00	total	230956.00

### (3) Decanter I (H-118)



Fungsi : untuk memisahkan larutan hasil reaksi menjadi dua fase yaitu fase  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan air dengan fase ester (methyl ester, TGS yang tidak bereaksi, FFA yang tidak bereaksi, methanol dan air),

#### Neraca massa decanter I :

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<5>		<6>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	451.836
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	2259.178
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	108440.527
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	10844.053
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	83589.573
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	20332.599
<b>ffa sisa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200

Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	2.405	Metil laurat	2.405
Metil miristat	11.929	Metil miristat	11.929
Metil palmitat	568.988	Metil palmitat	568.988
Metil stearat	56.608	Metil stearat	56.608
Metil oleat	436.498	Metil oleat	436.498
Metil linoleat	106.211	Metil linoleat	106.211
water	75.427	methanol sisa	1498.290
methanol sisa	1498.290	<7>	
sulfuric acid	2270.530	water	75.427
		sulfuric acid	2270.530
total	230956.005	total	230956.005

#### (4) Reaktor (F-220)



Fungsi : untuk mereaksikan NaOH dan metanol menjadi  $\text{NaOCH}_3$  dan air.

BM NaOH = 39,9971

BM  $\text{CH}_3\text{OH}$  = 32,04

BM  $\text{NaOCH}_3$  = 54,03

BM  $\text{H}_2\text{O}$  = 18,01528

Kelarutan NaOH dalam methanol  
methanol = 23,8 gr NaOH/100 ml

100 ml methanol = 100 x  $\rho$  methanol

= 100 x 0,7918

= 79,18 gr metanol

Jumlah kg mula-mula NaOH = 5% x feed

= 5% x 227053,030 kg

$$\begin{aligned}
 &= 11355,588 \text{ kg} \\
 &= 11355588 \text{ g} \\
 &= 11355,588 / 39,9971 \\
 &= 283,910 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol mula-mula NaOH

Jumlah kg methanol ditambahkan

$$\frac{23,8 \text{ gr NaOH}}{79,18 \text{ gr metanol}} = \frac{11355587 \text{ gr NaOH}}{\text{gr pelarut metanol}}$$

gr pelarut methanol

$$\begin{aligned}
 &= 37778800 \text{ gr} \\
 &= 37778,800 \text{ kg} \\
 &= 37778,798 / 32,04 \\
 &= 1179,114 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol mula-mula CH<sub>3</sub>OH

Jumlah mol NaOH bereaksi

Jumlah mol CH<sub>3</sub>OH bereaksi

Jumlah kg CH<sub>3</sub>OH bereaksi

$$\begin{aligned}
 &= 283,852 \text{ kmol} \\
 &= 1 \times 283,852 \text{ kmol} \\
 &= 283,852 \text{ kmol} \\
 &= 283,852 \times 32,04 \\
 &= 9083,2713 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol NaOCH<sub>3</sub> terbentuk

Jumlah kg NaOCH<sub>3</sub> terbentuk

$$\begin{aligned}
 &= 1 \times 283,852 \\
 &= 283,852 \text{ kmol} \\
 &= 283,852 \times 54,03 \\
 &= 15336,536 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol H<sub>2</sub>O terbentuk

Jumlah kg H<sub>2</sub>O terbentuk

$$\begin{aligned}
 &= 1 \times 283,852 \\
 &= 283,852 \text{ kmol} \\
 &= 283,852 \times 18,01528 \\
 &= 5113,677 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jumlah mol CH<sub>3</sub>OH sisa

Jumlah kg CH<sub>3</sub>OH sisa

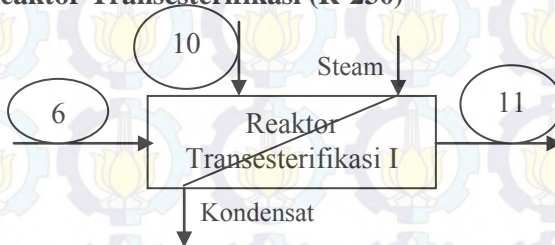
$$\begin{aligned}
 &= 1179,114 - 283,852 \\
 &= 895,261 \text{ kmol} \\
 &= 895,261 \times 32,04 \\
 &= 28684,175 \text{ kg}
 \end{aligned}$$



**Neraca massa pada reaktor :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<8>		<10>	
NaOH	11355.588	NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
<9>		H <sub>2</sub> O	5113.677
CH <sub>3</sub> OH	37778.800	CH <sub>3</sub> OH sisa	28684.175
total	49134.388	total	49134.388

**(5) Reaktor Transesterifikasi (R-230)**



Fungsi : untuk mereaksikan Trigliserida (TGS) dan methanol dengan penambahan katalis sodium methoksida (NaOCH<sub>3</sub>) untuk menghasilkan methyl ester dan Gliserin.

Perbandingan mol minyak dan methanol = 1 : 6

(G. Knothe and friends, 2002-2004)

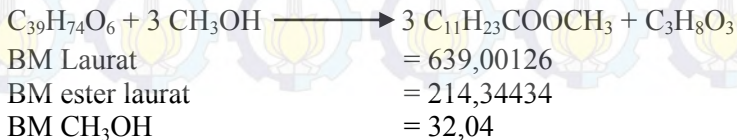
Persamaan reaksi yang terjadi :



Reaksi terhadap TGS :

Konversi = 99% (Biodiesel Manufacture, 2008)

**a. Trilaurat**



BM gliserol	= 92,02
BM NaOCH <sub>3</sub>	= 54,03
Jumlah kg mula-mula trilaurat	= 0,002 x 225917,765 kg
	= 451,836 kg
Jumlah mol mula-mula trilaurat	= 451,836 / 639,00126
	= 0,707 kmol
Jumlah kg yang bereaksi	= 99% x 451,836 kg
	= 447,317 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 447,317 / 639,00126
	= 0,700 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 3 x 0,700 = 2,100 kmol
Jumlah kg Ester yang terbentuk	= 2,100 x 214,34434
	= 450,1395 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 3 x 0,700 = 2,100 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 2,100 x 32,04
	= 67,28645 kg
Jumlah mol gliserol terbentuk	= 1 x 0,700 = 0,700 kmol
Jumlah kg gliserol terbentuk	= 0,700 x 92,02 = 64,416 kg

**b. Trimiristat**



BM Trimiristat	= 723,16074
BM ester miristat	= 242,39750
BM CH <sub>3</sub> OH	= 32,04
BM gliserol	= 92,02
BM NaOCH <sub>3</sub>	= 54,03
Jumlah kg mula-mula trimiristat	= 0,010 x 225917,765 kg
	= 2259,178 kg
Jumlah mol mula-mula trimiristat	= 2259,178 / 723,16074
	= 3,124 kmol
Jumlah kg yang bereaksi	= 99% x 2259,178 kg
	= 2236,586 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 2236,586 / 723,16074
	= 3,093 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 3 x 3,093

	= 9,278 kmol
Jumlah kg Ester yang terbentuk	= 9,293 x 242,39750
	= 2249,055 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 3 x 3,093
	= 9,278 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 9,293 x 32,04
	= 297,279 kg
Jumlah mol gliserol terbentuk	= 1 x 3,093
	= 3,093 kmol
Jumlah kg gliserol terbentuk	= 3,093 x 92,02
	= 284,598 kg

**c. Tripalmitat**



BM Tripalmitat	= 807,32022
BM ester palmitat	= 270,45066
BM CH <sub>3</sub> OH	= 32,04
BM gliserol	= 92,02
BM NaOCH <sub>3</sub>	= 54,03
Jumlah kg mula-mula tripalmitat	= 0,480 x 225917,765 kg
	= 108440,527 kg
Jumlah mol mula-mula tripalmitat	= 108440,527 / 807,32022
	= 134,322 kmol
Jumlah kg yang bereaksi	= 99% x 108440,527 kg
	= 107356,122 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 107356,122 / 807,32022
	= 132,978 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 3 x 132,978
	= 398,935 kmol
Jumlah kg Ester yang terbentuk	= 398,935 x 270,45066
	= 107892,259 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 3 x 132,978
	= 398,935 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 398,935 x 32,04
	= 12781,88 kg



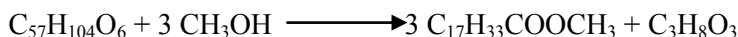
$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah mol gliserol terbentuk} &= 1 \times 132,978 \\
 &= 132,978 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah kg gliserol terbentuk} &= 132,978 \times 92,02 \\
 &= 12236,669 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**d. Tri stearat**



$$\begin{aligned}
 \text{BM Tristearat} &= 891,47970 \\
 \text{BM ester stearat} &= 298,50382 \\
 \text{BM } CH_3OH &= 32,04 \\
 \text{BM gliserol} &= 92,02 \\
 \text{BM } NaOCH_3 &= 54,03 \\
 \text{Jumlah kg mula-mula tristearat} &= 0,048 \times 225917,765 \\
 &= 10844,053 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah mol mula-mula tristearat} &= 10844,053 / 891,47970 \\
 &= 12,164 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah kg yang bereaksi} &= 99\% \times 10844,053 \text{ kg} \\
 &= 10735,612 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah mol yang bereaksi} &= 10735,612 / 891,47970 \\
 &= 12,042 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah mol ester yang terbentuk} &= 3 \times 12,042 \\
 &= 36,127 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah kg Ester yang terbentuk} &= 36,127 \times 298,50382 \\
 &= 10784,164 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah mol } CH_3OH \text{ dibutuhkan} &= 3 \times 12,042 \\
 &= 36,127 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah kg } CH_3OH \text{ dibutuhkan} &= 36,127 \times 32,04 \\
 &= 1157,522 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah mol gliserol terbentuk} &= 1 \times 12,042 \\
 &= 12,042 \text{ kmol} \\
 \text{Jumlah kg gliserol terbentuk} &= 12,042 \times 92,02 \\
 &= 1108,148 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

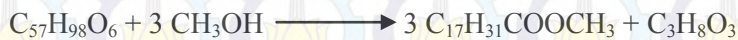
**e. Trioleat**





BM Trioleat	= 885,43206
BM ester oleat	= 296,48794
BM CH <sub>3</sub> OH	= 32,04
BM gliserol	= 92,02
BM NaOCH <sub>3</sub>	= 54,03
Jumlah kg mula-mula trioleat	= 0,370 x 225917,765 kg
	= 83589,573 kg
Jumlah mol mula-mula trioleat	= 83589,573 / 885,43206
	= 94,405 kmol
Jumlah kg yang bereaksi	= 99% x 83589,573 kg
	= 82753,677 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 82753,677 / 885,43206
	= 93,461 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 3 x 93,461
	= 280,384 kmol
Jumlah kg Ester yang terbentuk	= 280,384 x 296,48794
	= 83130,491 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 3 x 93,461
	= 280,384 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 280,384 x 32,04
	= 8983,505 kg
Jumlah mol gliserol terbentuk	= 1 x 93,461
	= 93,461 kmol
Jumlah kg gliserol terbentuk	= 93,461 x 92,02
	= 8600,314 kg

**f. Trilinoleat**



BM Trilinoleat	= 879,38442
BM ester linoleat	= 294,47206
BM CH <sub>3</sub> OH	= 32,04
BM gliserol	= 92,02
BM NaOCH <sub>3</sub>	= 54,03
Jumlah kg mula-mula trilinoleat	= 0,090 x 225917,765 kg
	= 20332,599 kg

Jumlah mol mula-mula trilinoleat	= 20332,599 / 879,38442 = 23,121 kmol
Jumlah kg yang bereaksi	= 99% x 20332,599 kg = 20129,273 kg
Jumlah mol yang bereaksi	= 20129,273 / 879,38442 = 22,890 kmol
Jumlah mol ester yang terbentuk	= 3 x 22,890 = 68,671 kmol
Jumlah kg Ester yang terbentuk	= 68,671 x 294,47206 = 20221,561 kg
Jumlah mol CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 3 x 22,890 = 68,671 kmol
Jumlah kg CH <sub>3</sub> OH dibutuhkan	= 68,671 x 32,04 = 2200,205 kg
Jumlah mol gliserol terbentuk	= 1 x 22,890 = 22,890 kmol
Jumlah kg gliserol terbentuk	= 22,890 x 92,02 = 2106,355 kg

**Neraca massa dari tangki reaktor transesterifikasi:**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<6>		<11>	
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	451.836	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	2259.178	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	108440.527	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	10844.053	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	83589.573	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	20332.599	Tri-linoleat	203.326
<b>ffa sisa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449

Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	2.405	Metil laurat	452.545
Metil miristat	11.929	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	568.988	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	56.608	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	436.498	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	106.211	Metil linoleat	20327.772
methanol sisa	1498.290	methanol sisa	4694.788
<10>		<b>Gliserol</b>	
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine laurat	64.416
water	5113.677	Glycerine miristat	284.599
methanol sisa	28684.175	Glycerine palmitat	12236.669
		Glycerine stearat	1108.148
		Glycerine oleat	8600.314
		Glycerine linoleat	2106.355
		NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
		water	5113.677
Total	277744.436	Total	277744.436

(6) Decanter II (H-232)



Fungsi : untuk memisahkan larutan hasil reaksi transesterifikasi menjadi dua fase yaitu fase glyserol dan fase ester.

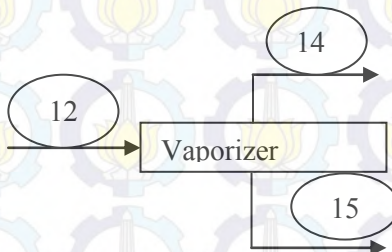
**Neraca Massa di decanter I1 :**

<b>Bahan masuk</b>	<b>kg</b>	<b>Bahan keluar</b>	<b>kg</b>
<11>		<12>	
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>Glycerine</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Glycerine laurat	64.416	Asam laurat	0.023
Glycerine miristat	284.599	Asam miristat	0.114
Glycerine palmitat	12236.669	Asam palmitat	5.449
Glycerine stearat	1108.148	Asam stearat	0.545
Glycerine oleat	8600.314	Asam oleat	4.200
Glycerine linoleat	2106.355	Asam linoleat	1.022
<b>FFA Sisa</b>		Methanol	4694.788
		<13>	



Asam laurat	0.023	<b>Glycerine</b>	
Asam miristat	0.114	Glycerine laurat	64.416
Asam palmitat	5.449	Glycerine miristat	284.599
Asam stearat	0.545	Glycerine palmitat	12236.669
Asam oleat	4.200	Glycerine stearat	1108.148
Asam linoleat	1.022	Glycerine oleat	8600.314
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine linoleat	2106.355
Methanol	4694.788	water	5113.677
water	5113.677	NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
total	277744.436	total	277744.436

(7) Vaporizer I (V-340)



Fungsi : untuk menguapkan methanol dari fase methyl ester yang kemudian direcycle untuk proses esterifikasi.

**Neraca Massa di Vaporizer I:**

<b>Bahan masuk</b>	<b>kg</b>	<b>Bahan keluar</b>	<b>kg</b>
<12>		<14>	
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
Methanol	4694.788	<15>	
		Methanol	4694.788
Total	232875.627	total	232875.627

**(8) Cooler (E-344)**

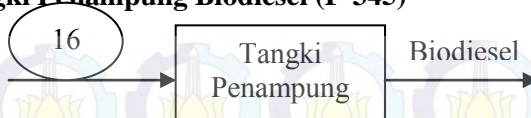


Fungsi : untuk mendinginkan hasil methyl ester sebelum masuk ke *storage* biodiesel

**Neraca Massa di Cooler :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<14>		<16>	
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518	Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592	Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405	Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441	Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896	Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326	Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>		<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545	Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985	Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247	Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772	Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989	Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772	Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>		<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023	Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114	Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449	Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545	Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200	Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022	Asam linoleat	1.022
<b>Total</b>	<b>228180.840</b>	<b>total</b>	<b>228180.840</b>

**(9) Tangki Penampung Biodiesel (F-345)**



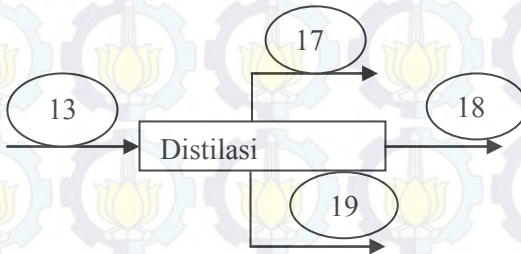
Fungsi: untuk menampung produk biodiesel (methyl ester) yang telah dihasilkan.

**Neraca Massa di Tangki Penampung :**

Bahan masuk	kg
<16>	
<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	4.518
Tri-miristat	22.592
Tri-palmitat	1084.405
Tri-stearat	108.441
Tri-oleat	835.896
Tri-linoleat	203.326
<b>Metil ester</b>	
Metil laurat	452.545
Metil miristat	2260.985
Metil palmitat	108461.247
Metil stearat	10840.772
Metil oleat	83566.989
Metil linoleat	20327.772
<b>FFA Sisa</b>	
Asam laurat	0.023
Asam miristat	0.114
Asam palmitat	5.449
Asam stearat	0.545
Asam oleat	4.200
Asam linoleat	1.022
<b>Total</b>	<b>225910</b>



**(10) Distilasi (D-460)**



Fungsi: untuk memisahkan fase methyl ester dengan gliserin dan air berdasarkan *relative volatility*-nya.

**Neraca Massa di Distilasi :**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<13>		<18>	
<b>Glycerine</b>		Water	5113.677
Glycerine laurat	64.416	<19>	
Glycerine miristat	284.599	<b>Glycerine</b>	
Glycerine palmitat	12236.669	Glycerine laurat	64.416
Glycerine stearat	1108.148	Glycerine miristat	284.599
Glycerine oleat	8600.314	Glycerine palmitat	12236.669
Glycerine linoleat	2106.355	Glycerine stearat	1108.148
water	5113.677	Glycerine oleat	8600.314
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	Glycerine linoleat	2106.355
		<17>	
		NaOCH <sub>3</sub>	15336.536
total	44850.713	Total	44850.713

**(11) Tangki Gliserin (F-467)**

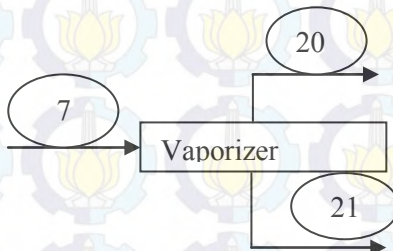


Fungsi : untuk menampung hasil samping pembuatan biodiesel yaitu gliserin dari proses distilasi.

**Neraca massa pada Storage Gliserin :**

Bahan masuk	Kg
<19>	
<b>Glycerine</b>	
Glycerine laurat	64.416
Glycerine miristat	284.599
Glycerine palmitat	12236.669
Glycerine stearat	1108.148
Glycerine oleat	8600.314
Glycerine linoleat	2106.355
Total	24400.500

**(12) Vaporizer II (V-450)**



Fungsi : untuk menguapkan air yang larut dengan asam sulfat yang nantinya asam sulfat di-*recycle* untuk proses esterifikasi.

**Neraca massa pada Vaporizer II:**

Bahan masuk	kg	Bahan keluar	kg
<7>		<20>	
water	75.427	water	75.427
sulfuric acid	2270.530	<21>	
		sulfuric acid	2270.530
total	2345.957	total	2345.957

**(13) Tangki Limbah (F-468)**



Fungsi : untuk menampung limbah berupa air dari proses vaporizer.

**Neraca massa pada Tangki Limbah :**

Bahan keluar	kg
<20>	
water	75.427
total	75.427

## APPENDIKS B NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 227053,0303 ton/tahun  
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun  
 Basis waktu = 1 hari produksi  
 Suhu Reference = 25<sup>0</sup>C ; 1 atm  
 Satuan = Kcal

*Komponen serta berat (massa) yang terkandung dalam Palm Fatty Acid Distillate*

Komponen	% Berat	Massa
TGS	0,995	
FFA	0.005	1135,265
<b>Total</b>	<b>1000</b>	227053,030

*Komponen serta berat (massa) yang terkandung dalam Palm Fatty Acid Distillate*

Komponen	BM TGS	BM FFA	BM Metil Ester
Asam Laurat	518	200	214
Asam Miristat	722	228	242
Asam Palmitat	806	256	270
Asam Stearat	890	284	298
Asam Oleat	884	282	296
Asam Linoleat	878	280	294



### Data Perhitungan Cp

Sumber : Coulson & Richardson's, " Chemical Engineering " Vol 6 Design Berdasarkan Tabel 8.2. Heat Capacities of the elements, J/mol°C

Element	Solids	Liquids	Satuan
C	7,5	11,7	kJ/kmol°C
H	9,6	18	kJ/kmol°C
O	16,7	25,1	kJ/kmol°C
B	11,3	19,7	kJ/kmol°C
Si	15,9	24,3	kJ/kmol°C
F	20,9	29,3	kJ/kmol°C
P dan S	22,6	31	kJ/kmol°C
all others	26	33,5	kJ/kmol°C

$$1\text{kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,24 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

### Perhitungan Cp pada TGS

Komponen	C	H	O	kJ/kmol°C	kJ/kg°C	kcal/kg°C
Trilaurat Gliserida	39	74	6	1938,900	3,743	0,898
Trimiristat Gliserida	45	86	6	2225,100	3,082	0,740
Tripalmitat Gliserida	51	98	6	2511,300	3,116	0,748
Tristearat Gliserida	57	110	6	2797,500	3,143	0,754
Trioleat Gliserida	57	104	6	2689,500	3,042	0,730
Trilinoleat Gliserida	57	98	6	2581,500	2,940	0,706

### Perhitungan Cp pada FFA

Komponen	C	H	O	kJ/kmol°C	kJ/kg°C	kcal/kg°C
Asam laurat	12	24	2	622,600	3,113	0,747

### Appendiks B-3

Asam miristat	14	28	2	718,000	3,149	0,756
Asam palmitat	16	32	2	813,400	3,177	0,763
Asam stearat	18	36	2	908,800	3,200	0,768
Asam oleat	18	34	2	872,800	3,095	0,743
Asam linoleat	18	32	2	836,800	2,989	0,717

#### Perhitungan Cp pada Metil Ester

Komponen	C	H	O	kJ/kmol°C	kJ/kg°C	kcal/kg°C
Lurat Metil Ester	13	26	2	670,300	1,294	0,311
Miristat Metil Ester	15	30	2	765,700	1,061	0,255
Palmitat Metil Ester	17	34	2	861,100	1,068	0,256
Stearat Metil Ester	19	38	2	956,500	1,075	0,258
Oleat Metil Ester	19	36	2	920,500	1,041	0,250
Linoleat Metil Ester	19	34	2	884,500	1,007	0,242

Berdasarkan Geankoplis, Appendiks A.3-11 diperoleh Cp Gliserol (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>):

kJ/kg°K	kcal/kg°C
2,4120	0,5761

Perry, Cp CH<sub>3</sub>OH (Metanol) =

$$T \ 20^{\circ}\text{C} = 2,512 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$$

$$T \ 40^{\circ}\text{C} = 2,583 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} = 0,6199$$

$$T \ 60^{\circ}\text{C} = 2,54 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} = 0,61 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C}$$

Komponen	C	H	O	Na	kJ/kmol°C	kJ/kg°C	kcal/kg°C
Cp NaOH	0	1	1	1	52,300	1,634	0,392
Cp NaOCH <sub>3</sub>	1	3	1	1	124,300	3,884	0,932

Berdasarkan Geankoplis, Appendiks A.3-11 diperoleh Cp H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>:

kJ/kg°C	kcal/kg°C
1,403	0,3351

$$1 \text{ kcal/kg°C} = 4.1868 \text{ KJ/kgK}$$

### Cp Air

Sumber : Geankoplis, " Transport Processes and Unit Operations ". ( Appendiks A.2-5)

T°C	cal/g°C	kJ/kg°C	kcal/kg°C
Cp pada suhu 30°C	0,9987		0,9987
Cp pada suhu 60°C	1,001		1,001
Cp pada suhu 90°C	1,005		1,005
Cp pada suhu 80°C	1,0029		1,0029

### Cp Uap Air, Geankoplis App. A.2-12

$$\begin{aligned} T \text{ 100°C} &= 1,888 \text{ kJ/kgK} \\ &= 0,4509 \text{ kcal/kg°C} \end{aligned}$$

### Data Perhitungan ΔHf

Sumber : Maron, "Fundamental of Physical Chemistry". (Tabel 7-6, Hal 284)

Ikatan	ΔHf (kcal/mol)
H - H	104
C = C	147
C - C	83

## Appendiks B-5

C - H	99
C - O	84
O - H	111
C = O	170

### $\Delta H_f$ bahan

Sumber : Hougen, "Chemical Process Principles"

Bahan	$\Delta H_f$ (kcal/g-mol)
NaOH	-101,99
H <sub>2</sub> O	-68,3174
CH <sub>3</sub> OH	-57,04
Gliserin	396,27

### Perhitungan $\Delta H_f$ pada TGS

Komponen	C = C	C - C	C - H	C - O	O - H	C = O	$\Delta H_f$ (kcal/mol)
Trilaurat Gliserida	0	35	74	6	0	3	665
Trimiristat Gliserida	0	41	86	6	0	3	683
Tripalmitat Gliserida	0	47	98	6	0	3	701
Tristearat Gliserida	0	53	110	6	0	3	719
Trioleat Gliserida	0	53	104	6	0	3	713
Trilinoelat Gliserida	0	53	98	6	0	3	707

### Perhitungan $\Delta H_f$ pada FFA

Komponen	C = C	C - C	C - H	C - O	O - H	C = O	$\Delta H_f$ (kcal/mol)
Asam laurat	0	11	23	1	1	1	3557
Asam miristat	0	13	27	1	1	1	4119

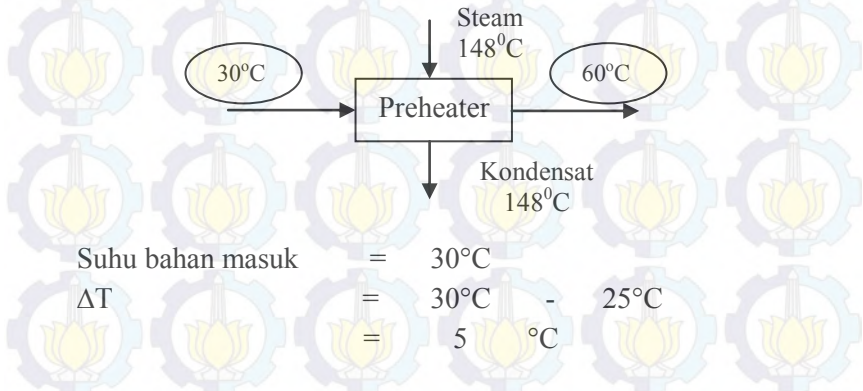


Asam palmitat	0	15	31	1	1	1	4681
Asam stearat	0	17	35	1	1	1	5243
Asam oleat	1	16	35	1	1	1	5307
Asam linoleat	2	15	32	1	1	1	5074

**Perhitungan  $\Delta H_f$  pada Metil Ester**

Komponen	C = C	C - C	C - H	C - O	O - H	C = O	$\Delta H_f$ (kcal/mol)
Laurat Metil Ester	0	11	26	2	0	1	3937
Miristat Metil Ester	0	13	30	2	0	1	4499
Palmitat Metil Ester	0	15	34	2	0	1	5061
Stearat Metil Ester	0	17	38	2	0	1	5623
Oleat Metil Ester	1	16	36	2	0	1	5489
Linoleat Metil Ester	2	15	34	2	0	1	5355

(1) Tangki Penampung dengan Jacket (E-112)



Enthalpy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	$\Delta H$ (kcal)
<b>Trigliserida</b>			
Tri-Laurat	451,836	0,898	2029,492
Tri-Miristat	2259,178	0,740	8354,952
Tri-Palmitat	108440,527	0,748	405449,175
Tri-Stearat	10844,053	0,754	40902,792
Tri-Oleat	83589,573	0,730	305177,589
Tri-Linoleat	20332,599	0,706	71738,411
<b>FFA</b>			
Asam laurat	2,271	0,747	8,482
Asam miristat	11,353	0,756	42,901
Asam palmitat	544,927	0,763	2077,706
Asam stearat	54,493	0,768	209,252
Asam oleat	420,048	0,743	1560,077
Asam linoleat	102,174	0,717	366,425
<b>Total</b>	<b>227053,030</b>		<b>837917,252</b>

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan keluar} &= 60^{\circ}\text{C} \\ \Delta T &= 60 - 25 \\ &= 35^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

### Enthalpy Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida</b>			
Tri-Laurat	451,836	0,898	14206,442
Tri-Miristat	2259,178	0,740	58484,665
Tri-Palmitat	108440,527	0,748	2838144,228
Tri-Stearat	10844,053	0,754	286319,545
Tri-Oleat	83589,573	0,730	2136243,120
Tri-Linoleat	20332,599	0,706	502168,876
<b>FFA</b>		0,000	
Asam laurat	2,271	0,747	59,373
Asam miristat	11,353	0,756	300,308
Asam palmitat	544,927	0,763	14543,939
Asam stearat	54,493	0,768	1464,765
Asam oleat	420,048	0,743	10920,536
Asam linoleat	102,174	0,717	2564,973
<b>Total</b>	<b>227053,0303</b>		<b>5865420,767</b>

Steam saturated yang digunakan adalah 148°C

Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I (Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

## Appendiks B-9

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)}$$

$$= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam}$$

$$= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 837917,252 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 5865420,767 \text{ kcal}$$

### NERACA PANAS

$$H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} = H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}}$$

$$837917,252 + 508,680 \text{ Massa Steam} = 5865420,767 + 25,434 \text{ Massa Steam}$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})}$$

$$508,680 \text{ Massa Steam} - 25,434 \text{ Massa Steam} = 5865420,767 - 837917,252$$

$$483,246 \text{ Massa Steam} = 5027503,514$$

$$\text{Massa Steam} = 10403,611 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \times 10403,611$$

$$= 5292108,963 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times 10403,611$$

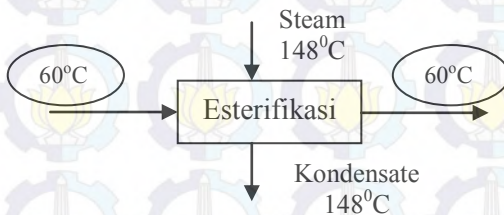
$$= 264605,4481 \text{ kcal}$$



### Neraca Panas Tangki Penampung dengan Jacket

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-Laurat	2029,492	Tri-Laurat	14206,442
Tri-Miristat	8354,952	Tri-Miristat	58484,665
Tri-Palmitat	405449,175	Tri-Palmitat	2838144,228
Tri-Stearat	40902,792	Tri-Stearat	286319,545
Tri-Oleat	305177,589	Tri-Oleat	2136243,120
Tri-Linoleat	71738,411	Tri-Linoleat	502168,876
<b>FFA</b>		<b>FFA</b>	0,000
Asam laurat	8,482	Asam laurat	59,373
Asam miristat	42,901	Asam miristat	300,308
Asam palmitat	2077,706	Asam palmitat	14543,939
Asam stearat	209,252	Asam stearat	1464,765
Asam oleat	1560,077	Asam oleat	10920,536
Asam linoleat	366,425	Asam linoleat	2564,973
Q supply	5292108,963	Q loss	264605,4481
<b>Total</b>	<b>6130026,215</b>	<b>Total</b>	<b>6130026,215</b>

### (2) Reaktor Esterifikasi (R-110)



Berdasarkan Hougen, hal 331 dan hal 348, diperoleh rumus :

$$\Delta H_{f,25} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{r,65} = -\Sigma H_R + \Delta H_{f,25} + \Sigma H_P$$

## FREE FATTY ACID (FFA)

### a. Asam Laurat

$\Delta H_f$

Asam Laurat = 3557 kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	0,01122	3557,000	39,914
CH <sub>3</sub> OH	-1	0,01122	-57,040	-0,640
Metil Ester	1	0,01122	3937,000	44,178
H <sub>2</sub> O	1	0,01122	-68,317	83,452
<b>Total</b>				166,905

$\Delta H_R$

(T<sub>ref</sub> = 25 °C)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
FFA	2,2478	60	35	0,747	58,779
CH <sub>3</sub> OH	0,3595	60	35	0,646	8,124
$\Delta H_R$					66,903

$\Delta H_P$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	2,405	60	35	0,311	26,144
H <sub>2</sub> O	0,202	60	35	1,001	7,085
$\Delta H_P$					33,229

Enthalpy reaksi untuk Asam Palmitat

$$\Delta H_r = \Sigma H_{f25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 133,231 \text{ kcal}$$

b. Asam Miristat

$\Delta H_f$

Asam Miristat = 4119 kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	0,04921	4119,000	202,714
CH <sub>3</sub> OH	-1	0,04921	-57,040	-2,807
Metil Ester	1	0,04921	4499,000	221,415
H <sub>2</sub> O	1	0,04921	-68,317	-3,362
<b>Total</b>				417,960

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25^\circ C$ )

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
FFA	11,239	60	35	0,756	297,304
CH <sub>3</sub> OH	1,577	60	35	0,646	35,643
$\Delta H_R$					332,948

$\Delta H_p$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	11,929	60	35	0,255	11,929
H <sub>2</sub> O	0,887	60	35	1,001	0,887
$\Delta H_p$					137,367

Enthalpy reaksi untuk Asam Stearat =

$$\Delta H_r = \Sigma H_{f25} + \Delta H_p - \Sigma H_R$$

$$= 222,370 \text{ kcal}$$

## Appendiks B-13

### c. Asam Palmitat

$\Delta H_f$

Asam Palmitat = 4681kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	2,10385	4681,000	9848,125
CH <sub>3</sub> OH	-1	2,10385	-57,040	-120,004
Metil Ester	1	2,10385	5061,000	10647,589
H <sub>2</sub> O	1	2,10385	-68,317	-143,730
<b>Total</b>				20231,981

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ )

Komponen	Massa (kg)	T ( $^{\circ}\text{C}$ )	$\Delta T$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$ )	H (kcal)
FFA	539,478	60	35	0,763	14398,499
CH <sub>3</sub> OH	67,435	60	35	0,646	1523,137
$\Delta H_R$					15921,636

$\Delta H_P$

Komponen	Massa (kg)	T ( $^{\circ}\text{C}$ )	$\Delta T$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Cp (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$ )	H (kcal)
Metil Ester	568,981	60	35	0,256	5106,235
H <sub>2</sub> O	2,107	60	35	1,001	1328,276
$\Delta H_P$					6434,511

Enthalpy reaksi untuk AsamOleat

$$\Delta H_r = \Sigma H_f + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 10744,855 \text{ kcal}$$



d. Asam Stearat

$\Delta H_f$

Asam Oleat = 5243 kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	0,190	5243,000	994,274
CH <sub>3</sub> OH	-1	0,190	-57,040	-10,817
Metil Ester	1	0,190	5623,000	1066,337
H <sub>2</sub> O	1	0,190	-68,317	-12,956
<b>Total</b>				2036,838

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25^\circ C$ )

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
FFA	53,948	60	35	0,768	1450,117
CH <sub>3</sub> OH	6,076	60	35	0,646	137,294
$\Delta H_R$					1587,410

$\Delta H_p$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	56,608	60	35	0,258	511,035
H <sub>2</sub> O	3,416	60	35	1,001	119,729
$\Delta H_p$					630,764

Enthalpy reaksi untuk Asam Stearat =

$$\Delta H_r = \Sigma H_f 25 + \Delta H_p - \Sigma H_R$$

$$= 1080,191 \text{ kcal}$$

e. Asam Oleat

$\Delta H_f$

Asam Oleat = 5307 kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	1,472	5307,000	7813,116
CH <sub>3</sub> OH	-1	1,472	-57,040	-83,976
Metil Ester	1	1,472	5489,000	8081,061
H <sub>2</sub> O	1	1,472	-68,317	-100,579
<b>Total</b>				15709,623

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25^\circ C$ )

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
FFA	415,848	60	35	0,743	10811,330
CH <sub>3</sub> OH	47,170	60	35	0,646	1065,858
$\Delta H_R$					11877,188

$\Delta H_p$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	436,498	60	35	0,250	3817,975
H <sub>2</sub> O	26,523	60	35	1,001	929,498
$\Delta H_p$					4747,473

Enthalpy reaksi untuk Asam Stearat =

$$\Delta H_r = \Sigma H_{f25} + \Delta H_p - \Sigma H_R$$

$$= 8579,907 \text{ kcal}$$

f. Asam Linoleat

$\Delta H_f$

Asam Linoleat = 5074 kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
FFA	-1	0,361	5074,000	1830,109
CH <sub>3</sub> OH	-1	0,361	-57,040	-20,573
Metil Ester	1	0,361	5355,000	1931,461
H <sub>2</sub> O	1	0,361	-68,317	-24,641
<b>Total</b>				3716,356

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25^\circ C$ )

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
FFA	101,1521	60	35	0,717	2539,323
CH <sub>3</sub> OH	11,5563	60	35	0,646	261,126
$\Delta H_R$					2800,449

$\Delta H_p$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	106,211	60	35	0,242	898,780
H <sub>2</sub> O	6,498	60	35	1,001	227,719
$\Delta H_p$					1126,499

Enthalpy reaksi untuk Asam Stearat =

$$\Delta H_r = \Sigma H_{f25} + \Delta H_p - \Sigma H_R$$

$$= 2042,406 \text{ kcal}$$

### Enthalpy Reaksi Total = 22802,960 kcal

Suhu bahan masuk

= 60°C

$\Delta T$

= 60 °C - 25

= 35 °C

$H_{\text{minyak}}$

=

$m \times C_p \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$

### Enthalpy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	$\Delta H$ (kcal)
<b>Trigliserida</b>			
Tri-Laurat	451,836	0,898	14206,442
Tri-Miristat	2259,178	0,740	58484,665
Tri-Palmitat	108440,527	0,748	2838144,228
Tri-Stearat	10844,053	0,754	286319,545
Tri-Oleat	83589,573	0,730	2136243,120
Tri-Linoleat	20332,599	0,706	502168,876
<b>FFA</b>			
Asam laurat	2,270530303	0,747	59,373
Asam miristat	11,35265152	0,756	300,308
Asam palmitat	544,9272727	0,763	14543,939
Asam stearat	54,49272727	0,768	1464,765
Asam oleat	420,0481061	0,743	10920,536
Asam linoleat	102,1738636	0,717	2564,973
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	1632,436	0,646	36886,535
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	2270,530	0,335	26629,978
<b>Total</b>	<b>230956,00</b>		<b>5928937,279</b>



Suhu bahan keluar

= 60°C

$\Delta T = 60^\circ\text{C} - 25$

= 35 °C

H<sub>minyak</sub>

= m x Cp x (T<sub>minyak</sub> - T<sub>ref</sub>)

### Enthalpy Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida</b>			
Tri-laurat	451,836	0,898	14206,442
Tri-miristat	2259,178	0,740	58484,665
Tri-palmitat	108440,527	0,748	2838144,228
Tri-stearat	10844,053	0,754	286319,545
Tri-oleat	83589,573	0,730	2136243,120
Tri-linoleat	20332,599	0,706	502168,876
<b>ffa sisa</b>			
Asam laurat	0,023	0,747	0,594
Asam miristat	0,114	0,756	3,003
Asam palmitat	5,449	0,763	145,439
Asam stearat	0,545	0,768	14,648
Asam oleat	4,200	0,743	109,205
Asam linoleat	1,022	0,717	25,650
<b>Metil ester</b>			
Metil laurat	2,405	0,311	26,144
Metil miristat	11,929	0,255	106,271
Metil palmitat	568,981	0,256	5106,171
Metil stearat	56,607	0,258	511,029
Metil oleat	436,493	0,250	3817,927

## Appendiks B-19

Metil linoleat	106,210	0,242	898,767
water	75,427	1,001	2643,378
methanol sisa	1498,290	0,646	33855,366
sulfuric acid	2270,530	0,335	26629,978
Total	<b>230956,0</b>		<b>5909460,445</b>

Steam saturated yang digunakan adalah 148°C  
Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I  
(Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)}$$

$$= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam}$$

$$= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 5928937,279 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 5909460,445 \text{ kcal}$$

### NERACA PANAS

$$H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} = H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}} + H_{\text{reaksi}}$$

$$5928937,279 + 508,680 \text{ MS} = 5909460,445 + 25,434 \text{ MS} + 22802,960$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})} + H_{\text{reaksi}}$$

$$508,680 \text{ MS} - 25,434 \text{ MS} = 5928937,279 - 5909460,445 + 22802,960$$

$$483,246 \text{ Massa Steam} = 3326,125$$

$$\text{Massa Steam} = 6,883 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \times 6,883$$

$$= 3501,185 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times 6,883$$

$$= 175,059 \text{ kcal}$$

### *Neraca Panas Reaktor Esterifikasi*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida</b>	
Tri-laurat	14206,442	Tri-laurat	14206,442
Tri-miristat	58484,665	Tri-miristat	58484,665
Tri-palmitat	2838144,228	Tri-palmitat	2838144,228
Tri-stearat	286319,545	Tri-stearat	286319,545
Tri-oleat	2136243,120	Tri-oleat	2136243,120
Tri-linoleat	502168,876	Tri-linoleat	502168,876
<b>Ffa</b>		<b>ffa sisa</b>	
Asam laurat	59,373	Asam laurat	0,594
Asam miristat	300,308	Asam miristat	3,003
Asam palmitat	14543,939	Asam palmitat	145,439
Asam stearat	1464,765	Asam stearat	14,648
Asam oleat	10920,536	Asam oleat	109,205
Asam linoleat	2564,973	Asam linoleat	25,650
Methanol	153914,708	<b>Metil ester</b>	
sulfuric acid	26629,978	Metil laurat	26,144
<b>Qsupply</b>	<b>3501,185</b>	Metil miristat	106,271
		Metil palmitat	5106,171
		Metil stearat	511,029

## Appendiks B-21

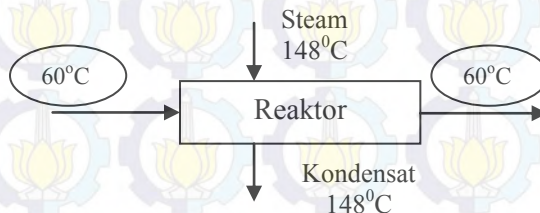
		Metil oleat	3817,927
		Metil linoleat	898,767
		water	2643,378
		methanol sisa	33855,366
		sulfuric acid	26629,978
		H reaksi	22802,960
		Q loss	175,059
total	5932438	total	5932438

### (3) Reaktor Pencampuran NaOH dan CH<sub>3</sub>OH

Berdasarkan Hougen, hal 331 dan hal 348, diperoleh rumus

$$\Delta H_{f25} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{r65} = -\Sigma H_R + \Delta H_{f25} + \Sigma H_P$$



$$\Delta H_f = -101,990 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
NaOH	-1	283,85223	101,990	28950,089
CH <sub>3</sub> OH	-1	283,85223	-57,040	-16190,931
NaOCH <sub>3</sub>	1	283,85223	227,347	64533,066
H <sub>2</sub> O	1	283,85223	-68,317	-19392,046
<b>Total</b>				57900,177



$\Delta H_R (T_{ref} = 25^\circ C)$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
NaOH	11355,5871	60	35	0,392	155898,017
CH <sub>3</sub> OH	37778,7978	60	35	0,646	853649,716
$\Delta H_R$					1009547,732

$\Delta H_P$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
NaOCH <sub>3</sub>	11355,5879	60	35	0,392	155898,027
H <sub>2</sub> O	37778,8003	60	35	0,646	853649,772
$\Delta H_P$					1009547,799

Enthalpy reaksi untuk Natrium Metoksida

$$\Delta H_r = \Sigma H_{P25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 272024,246 \text{ kcal}$$

Suhu bahan masuk = 60°C

$$\Delta T = 60^\circ C - 25$$

$$= 35^\circ C$$

$$H_{\text{minyak}} = m \times Cp \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$$

Entalphy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	$\Delta H$ (kcal)
NaOH	11355,5879	0,392	155898,0269
CH <sub>3</sub> OH	37778,8003	0,646	853649,7716
Total	49134,38817		1009547,799

## Appendiks B-23

Suhu bahan keluar

$$= 60^{\circ}\text{C}$$

$\Delta T$

$$= 60^{\circ}\text{C} - 25$$

$$= 35^{\circ}\text{C}$$

$H_{\text{minyak}}$

=

$$m \times C_p \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$$

**Enthalpy**

### Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	$C_p$ (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$ )	$\Delta H$ (kcal)
NaOCH <sub>3</sub>	15336,536	0,932	500411,9953
H <sub>2</sub> O	5113,677	1,001	179211,3802
CH <sub>3</sub> OH sisa	28684,17491	0,646	648147,6163
TOTAL	49134,38817		1327770,992

Steam saturated yang digunakan adalah 148 $^{\circ}\text{C}$

Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I

(Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)}$$

$$= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam}$$

$$= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 1009547,799 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 1327770,992 \text{ kcal}$$

## NERACA PANAS

$$H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} = H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}} + H_{\text{reaksi}}$$

$$1009547,799 + 508,680 \text{ MS} = 1327770,992 + 25,434 \text{ MS} + 272024,246$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})} + H_{\text{reaksi}}$$

$$337,416 \text{ MS} - 16,8708 \text{ MS} = 1327770,992 - 1327770,992 + 272024,246$$

$$483,246 \text{ Massa Steam} = 46198,948$$

$$\text{Massa Steam} = 95,601 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \times 95,601$$

$$= 48630,471 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

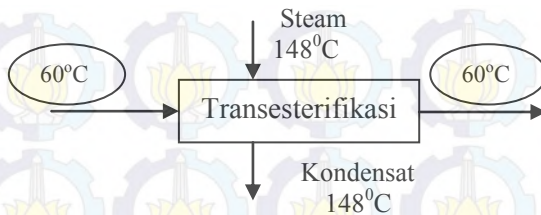
$$= 0.05 \times 508,680 \times 95,601$$

$$= 2431,524 \text{ kcal}$$

## Neraca Panas Reaktor

Bahan masuk	$\Delta H$ (kcal)	Bahan keluar	$\Delta H$ (kcal)
NaOH	155898,0269	NaOCH3	500411,9953
CH3OH	853649,7716	H2O	179211,3802
		CH3OH sisa	648147,6163
		H reaksi	272024,246
Q supply	48630,471	Q loss	2431,524
TOTAL	1058178,27	TOTAL	1058178,27

#### (4) Transesterifikasi (R-220)



Berdasarkan Hougen, hal 331 dan hal 348, diperoleh rumus :

$$\Delta H_{f25} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{r65} = -\Sigma H_R + \Delta H_{f25} + \Sigma H_P$$

#### TRIGLISERIDA (TGS)

##### a. Asam *Laurat*

$$\Delta H_f = 665 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	0,70003	665,000	465,517
CH <sub>3</sub> OH	-1	2,10008	-57,040	-119,788
Metil Ester	1	2,10008	3937,000	8268,001
Gliserol	1	0,70003	396,270	277,399
<b>Total</b>				8891,129

$$\Delta H_R (T_{\text{ref}} = 25^\circ \text{C})$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGA	447,3172	60	35	0,898	14064,377
CH <sub>3</sub> OH	67,2865	60	35	0,646	1520,405
$\Delta H_R$					15584,782



**$\Delta H_P$**

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	450,140	60	35	0,311	4892,895
Gliserol	64,416	60	35	0,576	1298,851
<b><math>\Delta H_P</math></b>					6191,745

Enthalpy reaksi untuk Asam Laurat

$$\Delta H_r = \Sigma H_{P25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 501,908 \text{ kcal}$$

*b. Asam Miristat*

$$\Delta H_f = 683 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	3,09279	683,000	2112,377
CH <sub>3</sub> OH	-1	9,27838	-57,040	-529,239
Metil Ester	1	9,27838	4499,000	41743,416
Gliserol	1	3,09279	396,270	1225,581
<b>Total</b>				44552,135

$$\Delta H_R (T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C})$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGS	2236,586	60	35	0,740	57899,818
CH <sub>3</sub> OH	297,279	60	35	0,646	6717,320
<b><math>\Delta H_R</math></b>					64617,139

$\Delta H_P$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	2249,055	60	35	0,255	20035,531
Gliserol	284,599	60	35	0,576	5738,470
$\Delta H_P$					25774,001

Enthalpy reaksi untuk Asam Meristat

$$\Delta H_r = \Sigma H_{I25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 5708,998 \text{ kcal}$$

*c. Asam Palmitat*

$$\Delta H_f = 701 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	132,97836	701,000	93217,833
CH <sub>3</sub> OH	-1	398,93509	-57,040	-22755,258
Metil Ester	1	398,93509	5061,000	2019010,499
Gliserol	1	132,97836	396,270	52695,336
<b>Total</b>				2142168,411

$$\Delta H_R (T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C})$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGS	107356,122	60	35	0,748	2809762,785
CH <sub>3</sub> OH	12781,880	60	35	0,646	288819,368
$\Delta H_R$					3098582,154

**$\Delta H_P$**

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	107892,259	60	35	0,256	968251,368
Gliserol	12236,669	60	35	0,576	246732,493
<b><math>\Delta H_P</math></b>					1214983,861

Enthalpy reaksi untuk Asam Palmitat

$$\Delta H_r = \Sigma H_{P25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 258570,118 \text{ kcal}$$

d. Asam Stearat

$$\Delta H_f = 719 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	12,042	719,000	8658,532
CH <sub>3</sub> OH	-1	36,127	-57,040	-2060,706
Metil Ester	1	36,127	5623,000	203144,325
Gliserol	1	12,042	396,270	4772,067
<b>Total</b>				214514,218

$$\Delta H_R (T_{ref} = 25^\circ \text{C})$$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGS	10735,612	60	35	0,754	283456,350
CH <sub>3</sub> OH	1157,522	60	35	0,646	26155,359
<b><math>\Delta H_R</math></b>					309611,709

$\Delta H_P$

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	10784,165	60	35	0,258	97355,560
Gliserol	1108,148	60	35	0,576	22343,989
$\Delta H_P$					119699,549

Enthalpy reaksi untuk TriLinoleat Gliserida =

$$\Delta H_r = \Sigma H_{I25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$$

$$= 24602,059 \text{ kcal}$$

*e. Asam Oleat*

$$\Delta H_f = 713 \text{ kcal/mol}$$

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	93,461	713,000	66637,944
CH <sub>3</sub> OH	-1	36,127	-57,040	-2060,706
Metil Ester	1	36,127	5489,000	198303,255
Gliserol	1	12,042	396,270	4772,067
<b>Total</b>				267652,560

$\Delta H_R$  ( $T_{ref} = 25^\circ C$ )

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGS	82754	60	35	0,730	2114880,688
CH <sub>3</sub> OH	8984	60	35	0,646	202991,282
$\Delta H_R$					2317871,971

$\Delta H_P$



Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	83130,491	60	35	0,250	727128,488
Gliserol	8600,314	60	35	0,576	173411,310
$\Delta H_P$					900539,798

Enthalpy reaksi untuk Asam Oleat =  
 $\Delta H_r = \Sigma H_{I25} + \Delta H_P - \Sigma H_R$   
 = 1149679,613 kcal

f. Asam Linoleat

$\Delta H_f = 707$  kcal/mol

Komponen	Koefisien	G mol	$\Delta H_f$ (kcal/mol)	H (kcal)
TGS	-1	22,890	707,000	16183,361
CH <sub>3</sub> OH	-1	68,671	-57,040	-3916,969
Metil Ester	1	68,671	5355,000	367730,837
Gliserol	1	22,890	396,270	9070,694
<b>Total</b>				389067,924

$\Delta H_R$  (T<sub>ref</sub> = 25 °C)

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
TGS	20129,2729	60	35	0,706	497147,187
CH <sub>3</sub> OH	2200,2047	60	35	0,646	49715,825
$\Delta H_R$					-546863,012

**$\Delta H_p$**

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	$\Delta T$ (°C)	Cp (kcal/kg°C)	H (kcal)
Metil Ester	20220,978	60	35	0,242	171113,693
Gliserol	2109,218	60	35	0,576	42528,937
$\Delta H_p$					213642,630

Enthalpy reaksi untuk Asam Linoleat =

$$\Delta H_r = \Sigma H_{I25} + \Delta H_p - \Sigma H_R$$

$$= 55794,749 \text{ kcal}$$

**Enthalpy Reaksi ( $\Delta H$ ) Total = 1494857,444 kcal**

Suhu bahan  
masuk

$$= 60^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 60^\circ\text{C} - 25$$

$$= 35^\circ\text{C}$$

$H_{\text{minyak}}$

$$= m \times C_p \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$$

**Enthalpy Bahan Masuk**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	$\Delta H$ (kcal)
<b>Trigliserida</b>			
Tri-laurat	451,836	0,898	14206,44178
Tri-miristat	2259,178	0,740	58484,66484
Tri-palmitat	108440,527	0,748	2838144,228
Tri-stearat	10844,053	0,754	286319,545
Tri-oleat	83589,573	0,730	2136243,12
Tri-linoleat	20332,599	0,706	502168,8762
<b>ffa sisa</b>			0
Asam laurat	0,023	0,594	0,471825117

Asam miristat	0,114	3,003	11,9325027
Asam palmitat	5,449	145,439	27738,86082
Asam stearat	0,545	14,648	279,3665452
Asam oleat	4,200	109,205	16055,0263
Asam linoleat	1,022	25,650	917,2560883
<b>Metil ester</b>			<b>0</b>
Metil laurat	2,405	0,311	26,14357775
Metil miristat	11,929	0,255	106,2707525
Metil palmitat	568,981	0,256	5106,171192
Metil stearat	56,607	0,258	511,0294357
Metil oleat	436,493	0,250	3817,927192
Metil Linoleat	106,210	0,242	898,7665846
NaOCH <sub>3</sub>	1498,290	0,932	<b>0</b>
Methanol	15336,536	0,646	500411,9953
water	28684,175	1,001	648147,6163
<b>TOTAL</b>	<b>277744,421</b>	<b>TOTAL</b>	<b>179211,3802</b>

### Enthalpy Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>			
Tri-laurat	4,518	0,898	142,0644178
Tri-miristat	22,592	0,740	584,8466484
Tri-palmitat	1084,405	0,748	28381,44228
Tri-stearat	108,441	0,754	2863,19545
Tri-oleat	835,896	0,730	21362,4312
Tri-linoleat	203,326	0,706	5021,688762

## Appendiks B-33

<b>Metil ester</b>			<b>0</b>
Metil laurat	452,545	0,311	4919,038919
Metil miristat	2260,985	0,255	20141,80374
Metil palmitat	108461,247	0,256	973357,6029
Metil stearat	10840,772	0,258	97866,59454
Metil oleat	83566,989	0,250	730946,4625
Metil linoleat	20327,772	0,242	172017,4028
<b>Glycerine</b>			<b>0</b>
Glycerine laurat	64,416	0,576	1298,850662
Glycerine miristat	284,599	0,576	5738,469776
Glycerine palmitat	12236,669	0,576	246732,4928
Glycerine stearat	1108,148	0,576	22343,98948
Glycerine oleat	8600,314	0,576	173411,3104
Glycerine linoelat	2106,355	0,576	42471,21463
NaOCH <sub>3</sub>	15336,53589	0,932	500411,9953
Methanol	4694,787713	0,646	106083,4232
water	5113,677369	1,001	179211,3802
<b>TOTAL</b>	<b>277726,3</b>		<b>3380310,615</b>

Steam saturated yang digunakan adalah 148°C

Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I

(Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$



$$\begin{aligned}Q_{\text{supply}} &= \lambda \times \text{Massa Steam} \\&= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)} \\&= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam} \\&= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam} \\&= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}\end{aligned}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 7218807,090 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 3380310,615 \text{ kcal}$$

### NERACA PANAS

$$\begin{aligned}H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} &= H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}} + H_{\text{reaksi}} \\7218807,090 + 508,680 \text{ MS} &= 3380310,615 + 25,434 \text{ MS} + 1494857,444\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} &= H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})} + H_{\text{reaksi}} \\508,680 \text{ MS} - 25,434 \text{ MS} &= 3380310,615 - 7218807,090 + 1494857,444 \\483,246 \text{ Massa Steam} &= 2343639,032\end{aligned}$$

$$\text{Massa Steam} = 4849,785 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{supply}} &= \lambda \times \text{Massa Steam} \\&= 508,680 \times 4849,785 \\&= 2466988,454 \text{ kcal}\end{aligned}$$

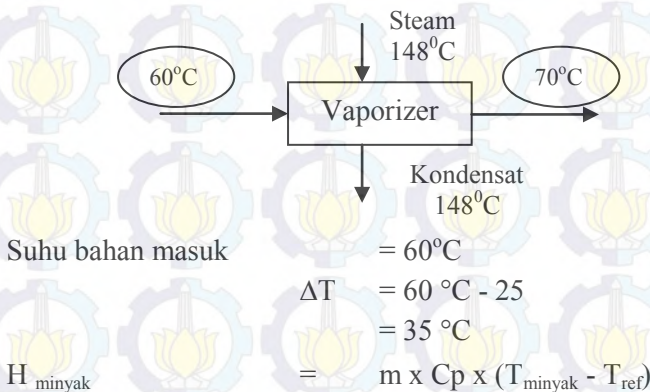
$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam} \\&= 0.05 \times 508,680 \times 4849,785 \\&= 123349,423 \text{ kcal}\end{aligned}$$

***Neraca Panas Reaktor Transesterifikasi***

<b>Komponen Masuk</b>	<b>H (kcal)</b>	<b>Komponen Keluar</b>	<b>H (kcal)</b>
<b>Trigliserida</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	14206,442	Tri-laurat	142,0644178
Tri-miristat	58484,665	Tri-miristat	584,8466484
Tri-palmitat	2838144,228	Tri-palmitat	28381,44228
Tri-stearat	286319,545	Tri-stearat	2863,19545
Tri-oleat	2136243,120	Tri-oleat	21362,4312
Tri-linoleat	502168,876	Tri-linoleat	5021,688762
<b>ffa sisa</b>		<b>Metil ester</b>	<b>0</b>
Asam laurat	0,472	Metil laurat	4919,038919
Asam miristat	11,933	Metil miristat	20141,80374
Asam palmitat	27738,861	Metil palmitat	973357,6029
Asam stearat	279,367	Metil stearat	97866,59454
Asam oleat	16055,026	Metil oleat	730946,4625
Asam linoleat	917,256	Metil linoleat	172017,4028
<b>Metil ester</b>	<b>0,000</b>	<b>Glycerine</b>	<b>0</b>
Metil laurat	26,144	Glycerine laurat	1298,850662
Metil miristat	106,271	Glycerine miristat	5738,469776
Metil palmitat	5106,171	Glycerine palmitat	246732,4928
Metil stearat	511,029	Glycerine stearat	22343,98948
Metil oleat	3817,927	Glycerine oleat	173411,3104
Metil linoleat	898,767	Glycerine linoleat	42471,21463
NaOCH <sub>3</sub>	500411,995	<b>ffa sisa</b>	<b>0</b>
Methanol	648147,616	Asam laurat	0,471825117
water	179211,380	Asam miristat	11,9325027
<b>Q supply</b>	<b>2466988,454</b>	Asam palmitat	27738,86082

		Asam stearat	279,3665452
		Asam oleat	16055,0263
		Asam linoleat	917,2560883
		NaOCH <sub>3</sub>	500200,1279
		Methanol	588134,9416
		water	179083,0028
		H reaksi	511903,084
		Q loss	24481,097
<b>Total</b>	7708318,208	<b>Total</b>	7708318,208

### (5) Vaporizer



### Enthalpy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida sisa			
Tri-laurat	4,518355303	0,898	142,064
Tri-miristat	22,59177652	0,740	584,847
Tri-palmitat	1084,405273	0,748	28381,442
Tri-stearat	108,4405273	0,754	2863,195

Appendiks B-37

Tri-oleat	835,8957311	0,730	21362,431
Tri-linoleat	203,3259886	0,706	5021,689
<b>Metil ester</b>	<b>0</b>		<b>0,000</b>
Metil laurat	452,5447312	0,311	4919,039
Metil miristat	2260,984705	0,255	20141,804
Metil palmitat	108461,2467	0,256	973357,603
Metil stearat	10840,7723	0,258	97866,595
Metil oleat	83566,98907	0,250	730946,463
Metil linoleat	20327,7719	0,242	172017,403
<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>		<b>0,000</b>
Asam laurat	0,022705303	0,594	0,472
Asam miristat	0,113526515	3,003	11,933
Asam palmitat	5,449272727	145,439	27738,861
Asam stearat	0,544927273	14,648	279,367
Asam oleat	4,200481061	109,205	16055,026
Asam linoleat	1,021738636	25,650	917,256
Methanol	4694,787713	0,646	106083,423
TOTAL	232875,6274		2208690,911

Suhu bahan keluar

= 70°C

$\Delta T$

= 70 °C - 25

= 35 °C

$H_{\text{minyak}}$

=

$m \times C_p \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$



**Enthalpy Bahan Keluar**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>			
Tri-laurat	4,518355303	0,898	182,6542514
Tri-miristat	22,59177652	0,740	751,9456908
Tri-palmitat	1084,405273	0,748	36490,42579
Tri-stearat	108,4405273	0,754	3681,251293
Tri-oleat	835,8957311	0,730	27465,98297
Tri-linoleat	203,3259886	0,706	6456,45698
<b>Metil ester</b>	0		0
Metil laurat	452,5447312	0,311	6324,47861
Metil miristat	2260,984705	0,255	25896,60481
Metil palmitat	108461,2467	0,256	1251459,775
Metil stearat	10840,7723	0,258	125828,4787
Metil oleat	83566,98907	0,250	939788,309
Metil linoleat	20327,7719	0,242	221165,2321
<b>FFA Sisa</b>	0		0
Asam laurat	0,022705303	0,594	0,606632293
Asam miristat	0,113526515	3,003	15,34178918
Asam palmitat	5,449272727	145,439	35664,24963
Asam stearat	0,544927273	14,648	359,1855581
Asam oleat	4,200481061	109,205	20642,17668
Asam linoleat	1,021738636	25,650	1179,329256
Methanol	4694,787713	0,646	162919624686,24
Total	232875,6274		162922328038,73

### Enthalpy Penguapan

Komponen	Massa	$\Delta H_V$	$H_v$
Methanol	26028,27676	34702205,57	9,03239E+11
TOTAL	26028,27676		9,03239E+11

Steam saturated yang digunakan adalah 148°C

Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I (Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)}$$

$$= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam}$$

$$= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 2208690,911 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 325841816332,000 \text{ kcal}$$

### NERACA PANAS

$$H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} = H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}}$$

$$2208690,911 + 508,680 \text{ MS} = 325841816332 + 25,434 \text{ MS}$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})}$$

$$508,680 \text{ MS} - 25,434 \text{ MS} = 325841816332 - 2208690,911$$

$$25,434 \text{ Massa Steam} = 325839607641,089$$

$$\text{Massa Steam} = 674272746,471 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \times 674272746,471$$

$$= 342989060674,831 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times 674272746,471$$

$$= 17149453033,742 \text{ kcal}$$

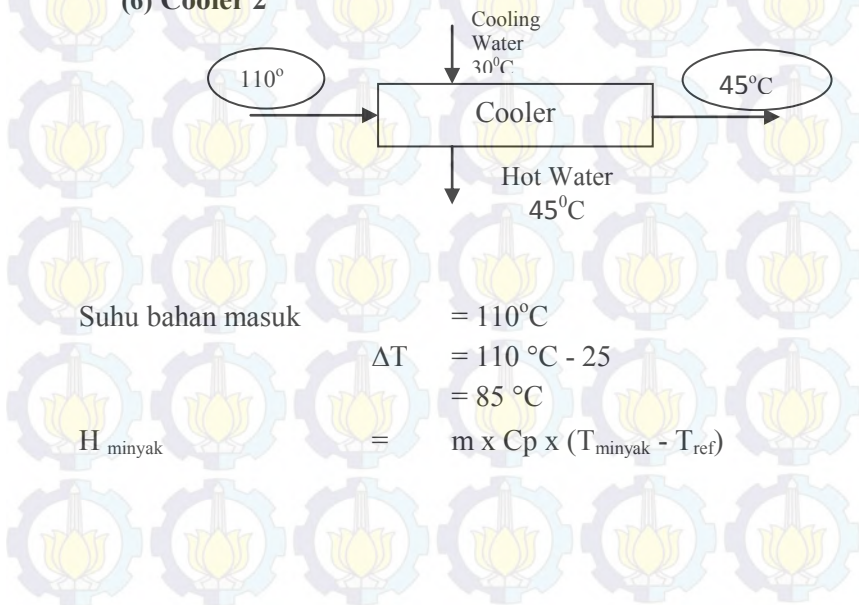
**Neraca Panas Evaporator 1**

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	142,064	Tri-laurat	182,6542514
Tri-miristat	584,847	Tri-miristat	751,9456908
Tri-palmitat	28381,442	Tri-palmitat	36490,42579
Tri-stearat	2863,195	Tri-stearat	3681,251293
Tri-oleat	21362,431	Tri-oleat	27465,98297
Tri-linoleat	5021,689	Tri-linoleat	6456,45698
<b>Metil ester</b>	0,000	<b>Metil ester</b>	0
Metil laurat	4919,039	Metil laurat	6324,47861
Metil miristat	20141,804	Metil miristat	25896,60481
Metil palmitat	973357,603	Metil palmitat	1251459,775
Metil stearat	97866,595	Metil stearat	125828,4787
Metil oleat	730946,463	Metil oleat	939788,309
Metil linoleat	172017,403	Metil linoleat	221165,2321
<b>FFA Sisa</b>		<b>FFA Sisa</b>	

## Appendiks B-41

Asam laurat	0,472	Asam laurat	0,606632293
Asam miristat	11,933	Asam miristat	15,34178918
Asam palmitat	27738,861	Asam palmitat	35664,24963
Asam stearat	279,367	Asam stearat	359,1855581
Asam oleat	16055,026	Asam oleat	20642,17668
Asam linoleat	917,256	Asam linoleat	1179,329256
Methanol	106083,423	Methanol	3,25839E+11
Qsupply	342989060674,831	Q loss	17149453033,742
Total	342991269365,742	Total	342991269365,742

### (6) Cooler 2





### Enthalpy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida sis</b>			
Tri-laurat	4,518355303	0,898	345,0135861
Tri-miristat	22,59177652	0,740	1420,34186
Tri-palmitat	1084,405273	0,748	68926,35982
Tri-stearat	108,4405273	0,754	6953,474664
Tri-oleat	835,8957311	0,730	51880,19005
Tri-linoleat	203,3259886	0,706	12195,52985
<b>Metil ester</b>	0		0
Metil laurat	452,5447312	0,311	11946,23737
Metil miristat	2260,984705	0,255	48915,80909
Metil palmitat	108461,2467	0,256	2363868,464
Metil stearat	10840,7723	0,258	237676,0153
Metil oleat	83566,98907	0,250	1775155,695
Metil linoleat	20327,7719	0,242	417756,5496
<b>FFA Sisa</b>	0		0
Asam laurat	0,022705303	0,594	1,145860998
Asam miristat	0,113526515	3,003	28,97893513
Asam palmitat	5,449272727	145,439	67365,80486
Asam stearat	0,544927273	14,648	678,4616098
Asam oleat	4,200481061	109,205	38990,77817
Asam linoleat	1,021738636	25,650	2227,621929
<b>TOTAL</b>	4,518355303		5106332,471

Suhu bahan keluar

= 45°C

ΔT = 45 °C - 25

= 20 °C

H<sub>minyak</sub>

= m x Cp x (T<sub>minyak</sub> - T<sub>ref</sub>)

Enthalpy Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>			
Tri-laurat	4,518355303	0,898	81,17966731
Tri-miristat	22,59177652	0,740	334,1980848
Tri-palmitat	1084,405273	0,748	16217,96702
Tri-stearat	108,4405273	0,754	1636,111686
Tri-oleat	835,8957311	0,730	12207,10354
Tri-linoleat	203,3259886	0,706	2869,536436
<b>Metil ester</b>	0	0,000	0
Metil laurat	452,5447312	0,311	2810,879382
Metil miristat	2260,984705	0,255	11509,60214
Metil palmitat	108461,2467	0,256	556204,3445
Metil stearat	10840,7723	0,258	55923,76831
Metil oleat	83566,98907	0,250	417683,6929
Metil linoleat	20327,7719	0,242	98295,65872
<b>FFA Sisa</b>	0	0,000	0
Asam laurat	0,022705303	0,594	0,269614352
Asam miristat	0,113526515	3,003	6,818572971
Asam palmitat	5,449272727	145,439	15850,77761
Asam stearat	0,544927273	14,648	159,6380258
Asam oleat	4,200481061	109,205	9174,300745
Asam linoleat	1,021738636	25,650	524,1463362
<b>TOTAL</b>	<b>228180,8397</b>		<b>1201489,993</b>

Temperatur air pendingin yang digunakan adalah 30°C (in) dan 45° (out)  
Berdasarkan Ulrich,Appendiks B hal 427 (Rules of Thumb1 Cooling water),  
diperoleh :

$$\begin{array}{rclclclcl}
 \Delta t \text{ in} & = & 30 & - & 25 & = & 5 \\
 \Delta t \text{ out} & = & 45 & - & 25 & = & 20 \\
 H \text{ water} & = & \text{massa water} & \times & c_p & \times & \Delta t \\
 \text{inlet} & & & & & & 
 \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{massa water} \times 0,999 \times 5 \\
 &= 4,9935 \text{ massa water} \\
 \text{H water} &= \text{massa water} \times \text{cp} \times \Delta t \\
 \text{outlet} &= \text{massa water} \times 0,999 \times 20 \\
 &= 19,974 \text{ massa water}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Massa water yang digunakan

H in

$$\begin{aligned}
 - \text{H feed} & 5106332,471 \text{ kcal} \\
 - \text{H water} & 4,9935 \text{ massa water}
 \end{aligned}$$

H out

$$\begin{aligned}
 - \text{H feed} & 1201489,993 \text{ kcal} \\
 - \text{H water} & 19,974 \text{ massa water}
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 \text{H water in-H water out} &= \text{H feed in-H feed out} \\
 &= 3904842,478 \\
 \text{Q cooling} &= \text{M} \times \text{Cp} \times (\text{T-t}) \\
 3904842,478 &= \text{Massa} \times 0,999 \times 15 \\
 \text{Massa air} &= 58631268,44 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

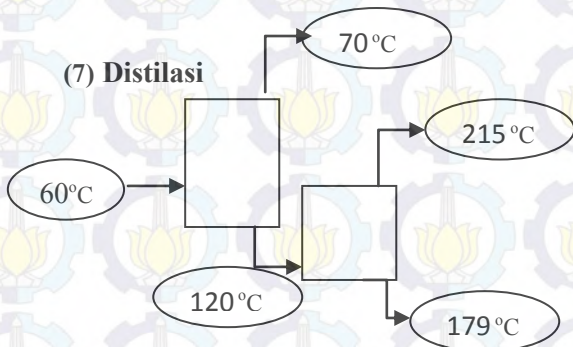
### Neraca Panas Cooler

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
<b>Trigliserida sisa</b>		<b>Trigliserida sisa</b>	
Tri-laurat	345,0135861	Tri-laurat	81,17966731
Tri-miristat	1420,34186	Tri-miristat	334,1980848
Tri-palmitat	68926,35982	Tri-palmitat	16217,96702
Tri-stearat	6953,474664	Tri-stearat	1636,111686
Tri-oleat	51880,19005	Tri-oleat	12207,10354
Tri-linoleat	12195,52985	Tri-linoleat	2869,536436
<b>Metil ester</b>	0	<b>Metil ester</b>	0



Appendiks B-45

Metil laurat	11946,23737	Metil laurat	2810,879382
Metil miristat	48915,80909	Metil miristat	11509,60214
Metil palmitat	2363868,464	Metil palmitat	556204,3445
Metil stearat	237676,0153	Metil stearat	55923,76831
Metil oleat	1775155,695	Metil oleat	417683,6929
Metil linoleat	417756,5496	Metil linoleat	98295,65872
<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>	<b>FFA Sisa</b>	<b>0</b>
Asam laurat	1,145860998	Asam laurat	0,269614352
Asam miristat	28,97893513	Asam miristat	6,818572971
Asam palmitat	67365,80486	Asam palmitat	15850,77761
Asam stearat	678,4616098	Asam stearat	159,6380258
Asam oleat	38990,77817	Asam oleat	9174,300745
Asam linoleat	2227,621929	Asam linoleat	524,1463362
		Q cooling	0,000
<b>TOTAL</b>	<b>5106332,471</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1201489,993</b>





$$\Delta T = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}}$$

$$\Delta T = 60 - 25$$

$$H_{\text{minyak}} = m \times C_p \times (T_{\text{minyak}} - T_{\text{ref}})$$

### Enthapy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)
<b>Glycerine</b>				
Glycerine laurat	79,44629363	92	0,86354667	1601,905061
Glycerine miristat	284,994322	92	3,09776437	5746,446132
Glycerine palmitat	12254,04867	92	133,1961811	247082,9245
Glycerine stearat	1109,748677	92	12,06248562	22376,27384
Glycerine oleat	8612,373663	92	93,61275721	173654,4819
Glycerine linoleat	2109,217659	92	22,9262789	42528,93732
water	5110,014204	18,000	283,889678	179083,0028
NaOCH <sub>3</sub>	15330,04261	54	283,889678	500200,1279
<b>TOTAL</b>	<b>44889,8861</b>			<b>1172274,099</b>

### Enthapy Bahan Keluar

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)
<b>Glycerine</b>				
Glycerine laurat	79,44629363	92	0,86354667	94,5223483
Glycerine miristat	284,994322	92	3,09776437	339,076014
Glycerine palmitat	12254,04867	92	133,1961811	14579,42722
Glycerine stearat	1109,748677	92	12,06248562	1320,339139

Appendiks B-47

Glycerine oleat	8612,373663	92	93,61275721	10246,69303
Glycerine linoleat	2109,217659	92	22,9262789	2509,471457
Water	5110,014204	18	283,889678	44060,10386
NaOCH3	15330,04261	54	283,889678	882,1871744
Qcon				9641962,142
Qloss				449669,4665
TOTAL	44889,8861			10165663,43

Enthalpy Vapor (V.Hv) pada suhu >> Panas Sensibel+Latent

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)	Hv (latent)
NaOCH3	15330,04261	54	283,889678	9646716,752	97,42
TOTAL	15330,04261			9646814,172	

Enthalpy Reflux (L.HL) pada suhu >> Panas Sensible

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)
NaOCH3	5110,014204	54	94,62989267	3969,842285
TOTAL				3969,842285

Enthalpy Destilat (D.HD) pada suhu >> Panas Sensible

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)
NaOCH3	10220,02841	54	189,2597853	882,1871744
TOTAL				882,1871744

$$Q_{\text{condensasi}} = V_{Hv} - D_{HD} - L_{HL}$$

$$Q_{\text{condensasi}} = 9646814,172 - 882,1871744 - 3969,842285$$

$$Q_{\text{condensasi}} = 9641962,142$$

kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 30$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45$$

$$Q_{\text{serap}} = 1 \text{ kkal}$$

$$\text{Mair} = \frac{9641962,142}{15} = 642797,4762 \text{ kg}$$

Entalphy Bottom (BHB) pada suhu 100 C

Komponen	Massa (kg)	BM	Kmol	$\Delta H$ (kcal)
<b>Glycerine</b>				
<b>Glycerine laurat</b>	79,44629363	92	0,8635467	94,5223483
<b>Glycerine miristat</b>	284,994322	92	3,0977644	339,076014
<b>Glycerine palmitat</b>	12254,04867	92	133,19618	14579,42722
<b>Glycerine stearat</b>	1109,748677	92	12,062486	1320,339139
<b>Glycerine oleat</b>	8612,373663	92	93,612757	10246,69303
<b>Glycerine linoleat</b>	2109,217659	92	22,926279	2509,471457
<b>water</b>	5110,014204	18,000	283,88968	44060,10386
<b>TOTAL</b>				73149,63307

## Appendiks B-49

Neraca energi total :

$$F H_f + Q \text{ reboiling} = DHD + BHB + Q_{\text{condensasi}} + Q \text{ loss}$$

$$F H_f = 1172274,099$$

$$Q_{\text{conden}} = 9641962,142$$

$$DHD = 882,1871744$$

$$BHB = 73149,63307$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% Q \text{ reboil}$$

$$95\% Q \text{ reboil} = DHD + BHB + Q_{\text{conden}} - F H_f$$

$$95\% Q_{\text{reboil}} = 8993389,33$$

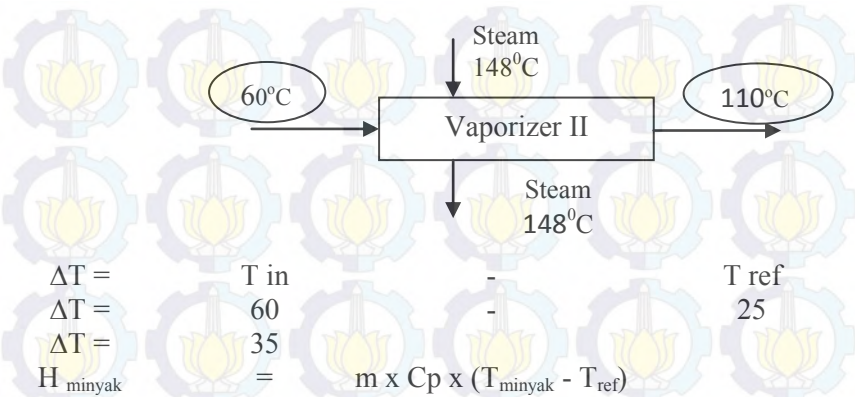
$$Q_{\text{loss}} = 449669,4665$$

### Neraca Panas Distilasi

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
<b>Glycerine</b>		<b>Glycerine</b>	
Glycerine laurat	1601,905061	Glycerine laurat	94,5223483
Glycerine miristat	5746,446132	Glycerine miristat	339,076014
Glycerine palmitat	247082,9245	Glycerine palmitat	14579,42722
Glycerine stearat	22376,27384	Glycerine stearat	1320,339139
Glycerine oleat	173654,4819	Glycerine oleat	10246,69303
Glycerine linoleat	42528,93732	Glycerine linoleat	2509,471457
water	179083,0028	water	44060,10386
NaOCH <sub>3</sub>	500200,1279	NaOCH <sub>3</sub>	882,1871744
Q reboiling	8993389,33	Q condensate	9641962,142
		Q loss	449669,4665
<b>TOTAL</b>	<b>10165663,43</b>	<b>TOTAL</b>	<b>10165663,43</b>

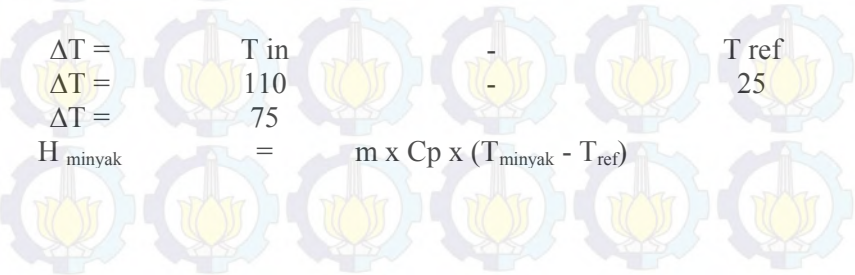


(8) Vaporizer



Enthalpy Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
Water	75,42703888	1,001	2643,378291
sulfuric acid	2270,530303	0,335	26629,97768
TOTAL	2345,957342		29273,35597



## Appendiks B-51

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔH (kcal)
sulfuric acid	2270,530303	0,335	64672,80293
water	75,42703888	1,001	944804,8419
TOTAL	2345,957342		1009477,645

Steam saturated yang digunakan adalah 148°C  
 Berdasarkan Steam Table Smith Van Ness, Table F.I  
 (Properties of Saturated Steam, SI Units), diperoleh :

$$H_{(\text{sat'd vapour})} = 2743 \text{ kJ/kg} = 658,320 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{(\text{liquid})} = 623,5 \text{ kJ/kg} = 149,640 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = H_{(\text{sat'd vapour})} - H_{(\text{liquid})}$$

$$= 658,320 - 149,640$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \text{ kcal/kg} \times \text{Massa Steam (kg)}$$

$$= 508,680 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times \text{Massa Steam}$$

$$= 25,434 \text{ kcal} \times \text{Massa Steam}$$

$$\text{Enthalpy bahan masuk} = 29273,356 \text{ kcal}$$

$$\text{Enthalpy produk} = 1009477,645 \text{ kcal}$$

### NERACA PANAS

$$H_{(\text{bahan masuk})} + Q_{\text{supply}} = H_{(\text{Produk})} + Q_{\text{loss}}$$

$$29273,356 + 508,680 \text{ MS} = 1009477,645 + 25,434 \text{ MS}$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = H_{(\text{Produk})} - H_{(\text{bahan masuk})}$$

$$508,680 \text{ MS} - 25,434 \text{ MS} = 1009477,645 - 29273,356$$

$$483,246 \text{ Massa Steam} = 980204,289$$

$$\text{Massa Steam} = 2028,375 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{supply}} = \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 508,680 \times 2028,375$$

$$= 1031793,988 \text{ kcal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \lambda \times \text{Massa Steam}$$

$$= 0.05 \times 508,680 \times 2028,375$$

$$= 51589,699 \text{ kcal}$$

***Neraca Panas Vaporizer***

Komponen masuk	$\Delta H$ (kcal)	Komponen keluar	$\Delta H$ (kcal)
water	2643,378291	sulfuric acid	64672,80293
		water	944804,8419
sulfuric acid	26629,97768		
Q supply	1031793,988	Q loss	51589,699
TOTAL	1061067,344	TOTAL	1061067,344

## APPENDIKS C

### SPESIFIKASI ALAT

1. PFAD Storage Tank (F-111)

Fungsi : Menyimpan PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berwujud semi padat
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- Bahan baku berwujud semi padat non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) disimpan untuk jangka waktu : 30 hari

Jumlah PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) yang ditampung untuk kebutuhan produksi,



$$227053.0303 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 7 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}}$$

$$38144909.09 \frac{\text{kg}}{7 \text{ d}}$$

Menghitung volume PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) di tangki penampung,

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dlm  $\text{kmol/m}^3$  sehingga perlu dikalikan dengan BM masing - masing komponen agar didapatkan satuan  $\text{kg/m}^3$

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 303 \text{ K}$$

$$\text{Bahan masuk} = 227053.0303 \text{ kg/hari}$$

Komponen bahan masuk

Komponen	Fraksi	kg
TGS	0.995	225917.765
FFA	0.005	1135.265
Total	1.000	227053.0303

Komponen	BM	$x_i$	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Asam laurat	200.3	0.00001	961.53714	0.0096154
Asam miristat	228.4	0.00005	964.44	0.048222
Asam palmitat	256.4	0.0024	852.09459	2.045027
Asam stearat	284.5	0.00024	922.04	0.2212896
Asam oleat	282.5	0.00185	895	1.65575
Asam linoleat	280.4	0.00045	900	0.405
Tri laurat	639.0	0.00199	900	1.791
Tri miristat	723.2	0.00995	867.7	8.633615
Tri palmitat	807.3	0.4776	875.2	417.99552
Tri stearat	891.5	0.04776	892.5	42.6258
Tri oleat	885.4	0.36815	950	349.7425
Tri linoleat	879.4	0.08955	925	82.83375
		1		908.00709

$$\begin{aligned} \text{pcampuran} &= 908.00709 \text{ kg/m}^3 = 56.684901 \text{ lb/ft}^3 \\ & \quad (1 \text{ lb/ft}^3 = 16.0185 \text{ kg/m}^3) \end{aligned}$$

Volume PFAD yang ditampung,

$$\begin{aligned} 38144909.091 \text{ kg} \times \frac{1}{908.00709 \text{ kg/m}^3} &= 42009.484 \text{ m}^3 \\ &= 256677.95 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 282345.7406 \text{ bbl}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1585363.784 \text{ cuft}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Asumsi bejana berukuran besar

$$D = 1.5 H$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$1585363.784 = \frac{3.14 \times 2 \times H^3}{4}$$

$$H^3 = 897587.42$$

$$H = 96.46 \gg H = 96 \text{ ft}$$

(dipilih 12 courses @8ft)

$$D = 144 \text{ ft}$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V = \frac{3.14 \times 144^2 \times 96}{4}$$

$$V = 1562665 \text{ cuft}$$

untuk bejana berukuran besar,

$$D \times H = 13824 > 1720 \text{ ft (asumsi benar)}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

- a. Diameter (D) = 144 ft ft
- b. Tinggi = 96 buah
- c. Jumlah Course = 12 in
- d. Allowable Vertical Weld Joint = 0.156

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

t = Thickness of shell (in)

p = Internal pressure (psi)

d = Inside diameter (in)

f = Allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

c = Corrosion allowance (in)

Karena density dari PFAD tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$P_{op} = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut

E = 80%

c = 0.125

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{p}{2} \times \frac{D}{f E} + C \\
 &= \frac{56.685 (H - 1) \times 1728}{2 \times 12650 \times 0.8 \times 144} + 0.125 \\
 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\
 n &= \text{Jumlah Course}
 \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\
 &= 0.03361 \times (96 - 1) + 0.125 \\
 &= 3.318 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk course 1, dipilih tebal standa} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{tebal plat standar dinyatakan dalam } /16 \text{ in} = \frac{53}{16}$$

Sehingga didapatkan  $d_1$  dan  $L_1$

$$\begin{aligned}
 d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 1728 + 3.318 \\
 &= 1731.318 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= \frac{\pi d - \text{panjang las}}{12n} \\
 &= \frac{\pi (1731.318) - 10 (0.156)}{12 \times 10} \\
 &= 45.290 \text{ ft} = 45 \text{ ft } 3 \frac{9}{32} \text{ in}
 \end{aligned}$$



Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 8 \\ &= 96 - 8 \\ &= 88 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (88 - 1) + 0.125 \\ &= 3.049 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan

$$\begin{aligned} &= 3.049 \text{ in} \\ &= \frac{49}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 1728 + 3.049 \\ &= 1731.049 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi \times 1731.049 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.283 \text{ ft} = 45 \text{ ft } 3 \frac{9}{32} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_2 - 8 \\ &= 88 - 8 \\ &= 80 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 0.03361 (H - 1) + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (80 - 1) + 0.125 \\ &= 2.780 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 2.780 in

$$= \frac{44}{16} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\ &= 1728 + 2.780 \\ &= 1730.780 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{\pi \times 1730.78 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.27572 \text{ ft} = 45 \text{ ft } 3 \frac{9}{32} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_4 &= H_3 - 8 \\ &= 80 - 8 \\ &= 72 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (72 - 1) + 0.125 \\ &= 2.511 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan} &= 2.511 \text{ in} \\ &= \frac{40}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_4 \\ &= 1728 + 2.511 \\ &= 1730.511 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times 1730.51 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.26869 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 45 \text{ ft } 3 \frac{8}{32}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H_4 - 8 \\ &= 72 - 8 \\ &= 64 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (64 - 1) + 0.125 \\ &= 2.242 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan} &= 2.242 \text{ in} \\ &= \frac{36}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_5 \\ &= 1728 + 2.242 \\ &= 1730.242 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 1730.24 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.26165 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{8}{32} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} H_6 &= H_5 - 8 \\ &= 64 - 8 \\ &= 56 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_6 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (56 - 1) + 0.125 \\ &= 1.973 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan} &= 1.973 \text{ in} \\ &= \frac{32}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}d_6 &= (12 \times D) + t_6 \\ &= 1728 + 1.973 \\ &= 1729.973 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_6 &= \frac{\pi \times 1729.97 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.25462 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } \frac{38}{32}\end{aligned}$$

Course 7

$$\begin{aligned}H_7 &= H_6 - 8 \\ &= 56 - 8 \\ &= 48 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_7 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (48 - 1) + 0.125 \\ &= 1.705 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Untuk course 7, dipilih plate dengan ketebalan} &= 1.705 \text{ in} \\ &= \frac{27}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}d_7 &= (12 \times D) + t_7 \\ &= 1728 + 1.705 \\ &= 1729.705 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_7 &= \frac{\pi \times 1729.70 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.24758 \text{ ft}\end{aligned}$$



$$= 45 \text{ ft } 3 \frac{8}{32} \text{ in}$$

Course 8

$$\begin{aligned} H_8 &= H_7 - 8 \\ &= 48 - 8 \\ &= 40 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_8 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (40 - 1) + 0.125 \\ &= 1.436 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 8, dipilih plate dengan ketebalan} &= 1.436 \text{ in} \\ &= \frac{23}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_8 &= (12 \times D) + t_8 \\ &= 1728 + 1.436 \\ &= 1729.436 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_8 &= \frac{\pi \times 1729.44 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.24055 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{8}{32} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 9

$$\begin{aligned} H_9 &= H_8 - 8 \\ &= 40 - 8 \\ &= 32 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_9 &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (32 - 1) + 0.125 \\ &= 1.167 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Untuk course 9, dipilih plate dengan ketebalan} &= 1.167 \text{ in} \\ &= \frac{19}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}d_9 &= (12 \times D) + t_9 \\ &= 1728 + 1.167 \\ &= 1729.167 \text{ in} \\ L_9 &= \frac{\pi \times 1729.17 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.23351 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{7}{32} \text{ in}\end{aligned}$$

Course 10

$$\begin{aligned}H_{10} &= H_9 - 8 \\ &= 32 - 8 \\ &= 24 \text{ ft} \\ t_{10} &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (24 - 1) + 0.125 \\ &= 0.898 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Untuk course 10, dipilih plate dengan ketebalan} &= 0.898 \text{ in} \\ &= \frac{14}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}d_{10} &= (12 \times D) + t_{10} \\ &= 1728 + 0.898 \\ &= 1728.898 \text{ in} \\ L_{10} &= \frac{\pi \times 1728.90 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.22648 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{7}{16} \text{ in}\end{aligned}$$

*Course 11*

$$\begin{aligned} H_{11} &= H_{10} - 8 \\ &= 24 - 8 \\ &= 16 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{11} &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (16 - 1) + 0.125 \\ &= 0.629 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 11, dipilih plate dengan ketebalan =  $\frac{0.629 \text{ in}}{16}$

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_{11} &= (12 \times D) + t_{11} \\ &= 1728 + 0.629 \\ &= 1728.629 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{11} &= \frac{\pi \times 1728.63 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.21944 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{7}{32} \text{ in} \end{aligned}$$

*Course 12*

$$\begin{aligned} H_{12} &= H_{11} - 8 \\ &= 16 - 8 \\ &= 8 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{12} &= 0.03361 (H - 1) \text{ in} + 0.125 \\ &= 0.03361 \times (8 - 1) + 0.125 \\ &= 0.360 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 12, dipilih plate dengan ketebalan = 0.360 in  

$$= \frac{6}{16} \text{ in}$$

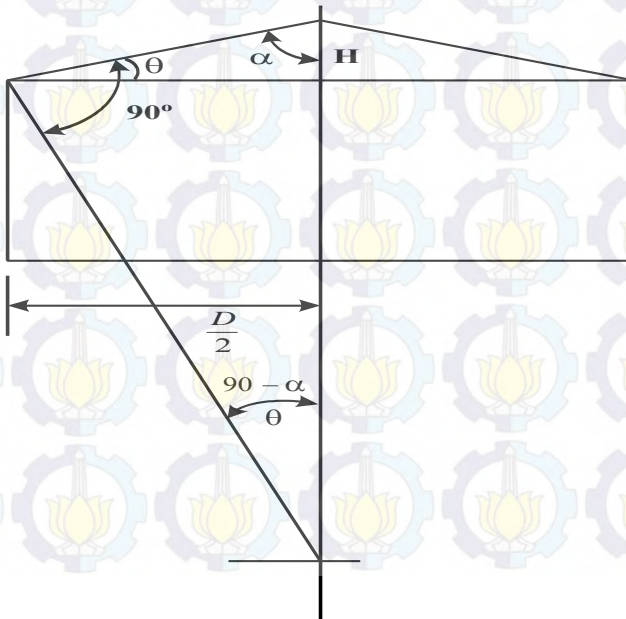
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_{12} &= (12 \times D) + t_{12} \\ &= 1728 + 0.360 \\ &= 1728.360 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{12} &= \frac{\pi \times 1728.36 - 10 \times (0.156)}{12 \times 10} \\ &= 45.21241 \text{ ft} \\ &= 45 \text{ ft } 3 \frac{7}{32} \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki

Menghitung  $\theta$  (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)





$$\sin\theta = \frac{D}{430 \times t}$$

$$= \frac{144}{430 \times 1}$$

$$= 0.3348837$$

$$\theta = \text{ArcSin } 0.3348837$$

$$= 0.341$$

$$= 19.57 \text{ Degree}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg}\theta = \frac{h}{0.5 \times D}$$

$$h = 0.5 \times D \times \text{tg } \theta$$

$$= 0.5 \times 144 \times 0.87$$

$$= 62.629906 \text{ ft}$$

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$= 90 - 19.57$$

$$= 70.43 \text{ Degree}$$

$$\text{tga} = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \text{tga}}$$

$$= \frac{144}{2 \times 3.895}$$

$$= 18.48 \text{ ft}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P_{+ \text{Safety Factor}} = 16.17 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E) - 0.6 \times P} + c \\ &= \frac{16 \times 144}{2 \times 0.754 \times (10120 - 9.702)} + 0.125 \\ &= 1.956 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 \times q_r^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi selama : 50 jam

Sehingga  $q_r$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned} q_r &= \frac{42009.484 \times 35.31467}{50 \times 3600} \\ &= 8.242 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\rho = 56.687$$

$$\text{Didapatkan } D_{i, \text{opt}} \text{ sebesar } = 17.031 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{\text{Nominal}}$	=	18 in
Sch.No	=	20
OD	=	18 in
ID	=	17.25 in
a	=	234 in <sup>2</sup>
<u>Surface/Lin.ft</u>		
od	=	4.712 ft <sup>2</sup> /ft
id	=	4.52 ft <sup>2</sup> /ft

Outlet piping,

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 227053.03 \text{ kg/h} \\ &= 500565.65 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Density campuran} &= 908.007 \text{ kg/m}^3 \\ &= 56.687 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Debit fluida, } q_f &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}} \\ &= 2.453 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned}\text{Debit fluida, } q_f &= 2.453 \times \text{Safety Factor} \\ &= 2.698 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 10.304 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{\text{Nominal}}$	=	10 in
Sch.No	=	40
OD	=	10.75 in
ID	=	10.02 in
a	=	78.8 in <sup>2</sup>
<u>Surface/Lin.ft</u>		
od	=	2.814 ft <sup>2</sup> /ft

$$\boxed{id = 2.620 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

### Resume Tangki Penyimpanan Benzene

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	42009.484 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	:	96 ft
Diameter Tangki	:	144 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	3.318 in
Course 2	:	3.049 in
Course 3	:	2.780 in
Course 4	:	2.511 in
Course 5	:	2.242 in
Course 6	:	1.973 in
Course 7	:	1.705 in
Course 8	:	1.436 in
Tinggi Head Tangki	:	18.485 ft
Tebal Head Tangki	:	1.956 in
Diameter Pipa (Inlet)	:	18 in
		Schedule No 20
Diameter Pipa (Outlet)	:	10 in
		Schedule No 40



## 2 Biodiesel Storage Tank

Fungsi : Menyimpan Biodiesel pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

### Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berwujud semi padat
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

### Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- Bahan baku berwujud semi padat non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

### Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) disimpan untuk jangka waktu : 30 hari

Jumlah PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$= 9507.5350 \frac{\text{kg}}{\text{r}} \times 7 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}}$$

$$= 1597265.878 \frac{\text{kg}}{7 \text{ d}}$$

Menghitung volume PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) di tangki penampung,

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dlm kmol/m<sup>3</sup> sehingga perlu dikalikan dengan BM masing - masing komponen agar didapatkan satuan kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} T &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	x <sub>i</sub>	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	ρ.x <sub>i</sub>
Trigliserida	0.0099008	945	9.3562759
Metil ester	0.9900494	945	935.59671
FFA	0.00005	850	0.0422899
	1		944.99527

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 944.99527 \text{ kg/m}^3 = 58.993993 \text{ lb/ft}^3 \\ &(\text{1 lb/ft}^3 = 16.0185 \text{ kg/m}^3) \end{aligned}$$

Volume biodiesel yang ditampung,

$$\begin{aligned} 225910.309 \text{ kg} \times \frac{1}{944.99527 \text{ kg/m}^3} &= 239.060 \text{ m}^3 \\ &= 1460.6549 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 1606.720406 \text{ bbl}$$

$$V_{\text{tangki}} = 9021.692119 \text{ cuft}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Asumsi bejana berukuran besar

$$D = 0.3 H$$

$$v = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$9021.692119 = \frac{3.14 \times 0 \times H^3}{4}$$

$$H^3 = 183881.62$$

$$H = 56.87 \gg H = 56 \text{ ft}$$

$$D = 14 \text{ ft}$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V = \frac{3.14 \times 14^2 \times 56}{4}$$

$$V = 8616.16 \text{ cuft}$$

untuk bejana berukuran kecil,

$$D \times H = 784 < 1720 \text{ ft (asumsi benar)}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

a. Diameter (D) = 14 ft

b. Tinggi = 56 ft

d. Allowable Vertical Weld Joint = 0.156 in

Karena density dari PFAD tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$P_h = \frac{\rho \times H}{144}$$

$$= \frac{58.9940 \times 56}{144}$$

$$= 22.94 \text{ psi}$$

$$P_{opt} = 14.696 \text{ psi}$$

$$P_{des} = (P_{opt} + P_h) \times 1.05$$

$$= 14.696 + 22.94 \times 1.05$$

$$= 39.52 \text{ psi}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint,  
dengan spesifikasi sebagai berikut

$$E = 80\%$$

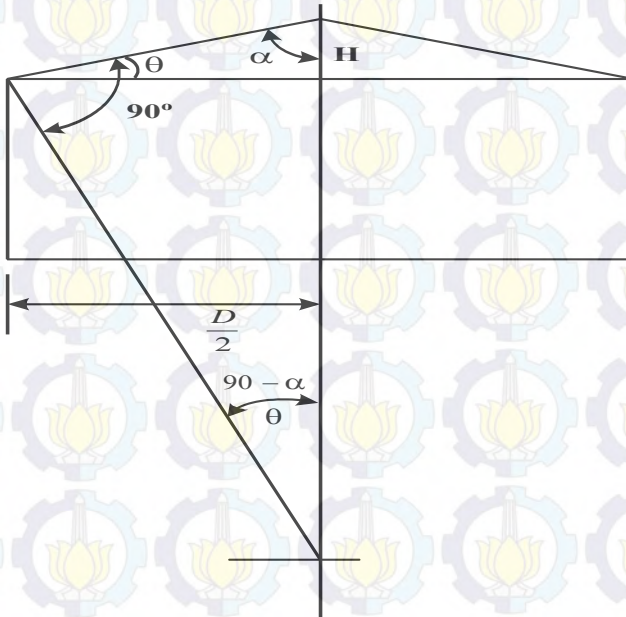
$$c = 0.125$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned} t &= \frac{p}{2} \times \frac{D}{f E} + C \\ &= \frac{58.9940}{2} \times \frac{168}{12650 \times 0.8} + 0.125 \\ &= 0.615 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki

Menghitung  $\theta$  (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)





$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t}$$

$$= \frac{14}{430 \times 1}$$

$$= 0.0325581$$

$$\theta = \text{ArcSin } 0.0325581$$

$$= 0.033$$

$$= 1.87 \text{ Degree}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg} \theta = \frac{h}{0.5 \times D}$$

$$h = 0.5 \times D \times \text{tg} \theta$$

$$= 0.5 \times 14 \times -3.291$$

$$= -23.03833 \text{ ft}$$

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$= 90 - 1.87$$

$$= 88.13 \text{ Degree}$$

$$\text{tg} \alpha = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \text{tg} \alpha}$$

$$= \frac{14}{2 \times 0.171}$$

$$= 40.87 \text{ ft}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P_{+ \text{Safety Factor}} = 16.17 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times \left( \left( f \times E \right) - 0.6 \times P \right)} + c \\ &= \frac{16.17 \times 14}{2 \times -0.291 \times (10120 - 9.702)} + 0.125 \\ &= -0.337 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi selama : 50 jam

Sehingga  $q_f$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned} q_f &= \frac{239.060 \times 35.31467}{50 \times 3600} \\ &= 0.047 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\rho = 58.996$$

$$\text{Didapatkan } D_{i, \text{opt}} \text{ sebesar } = 1.672 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{\text{Nominal}}$	=	1.5 in
Sch.No	=	40
OD	=	1.9 in
ID	=	1.61 in
a	=	2.04 in <sup>2</sup>

Surface/Lin.ft

od	=	0.498 ft <sup>2</sup> /ft
id	=	0.422 ft <sup>2</sup> /ft

Outlet piping,  
Menghitung debit fluida

Kapasitas = 225910.31 kg/h  
= 498046.39 lb/h

Density campuran = 944.995 kg/m<sup>3</sup>  
= 58.996 lb/cuft

Debit fluida, qf =  $\frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}}$   
= 2.345 cuft/s

Safety factor = 10%

Debit fluida, qf = 2.345 x Safety Factor  
= 2.580 cuft/s

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$D_{i,\text{opt}} = 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

= 10.150 in

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D <sub>Nominal</sub>	=	10 in
Sch.No	=	40
OD	=	10.75 in
ID	=	10.02 in

$$a = 78.8 \text{ in}^2$$

Surface/Lin.ft

$$\text{od} = 2.814 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

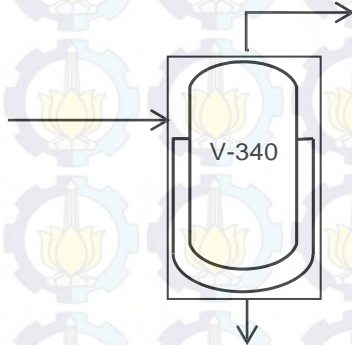
$$= 2.620 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

id



### 3. VAPORIZER V-340

Fungsi : menguapkan methanol pada suhu 65°C  
 Type : silinder vertical, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas  
 Kondisi Operasi : kontinyu



Komposisi bahan masuk

Komponen	BM	Bahan kg/jam	Fraksi (xi)	Densitas ( $\rho$ ) g/cm <sup>3</sup>	xi/ $\rho$
Methanol Metil	32.00	196	0.020	0.79	0.0254546
ester Metil					
laurat Metil	214.3	18.86	0.0019	0.870	0.0022337
miristat Metil	242.4	94.21	0.0097	0.855	0.0113555
palmitat Metil	270.5	4519.2	0.47	0.852	0.546652
stearat Metil	298.5	451.70	0.047	0.840	0.0554188
oleat Metil	296.5	3482.0	0.359	0.874	0.4105814
linoleat	294.5	846.99	0.087	0.889	0.0981893
Trigliserida					
Tri-laurat	639	0.188	0.0000	0.900	0.000022
Tri-miristat	723	0.941	0.0001	0.868	0.0001118
Tri-palmitat	807	45.184	0.0047	0.875	0.0053206
Tri-stearat	891	4.518	0.0005	0.893	0.0005217
Tri-oleat	885	34.829	0.0036	0.950	0.0037784

Tri-linoleat	879	8.472	0.0009	0.925	0.0009439
FFA					
Asam laurat	200.3	0.001	0.0000	0.962	0.0000001
Asam miristat	228.4	0.005	0.0000	0.964	0.0000005
Asam palmitat	256.4	0.227	0.0000	0.852	0.0000275
Asam stearat	284.5	0.023	0.0000	0.922	0.0000025
Asam oleat	282.5	0.175	0.0000	0.895	0.0000202
Asam linoleat	280.4	0.043	0.0000	0.900	0.0000049
		9703	1		1.1606389

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuf}$$

(1 gr/cc = 62.43lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{1.1606389} \times 62.43 \text{ lb/cuf}$$

$$\rho \text{ campuran} = 53.79 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 9703 \text{ kg/jam} = 21392 \text{ lb/jam}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{21392}{53.79} = 397.69 \frac{\text{cuft}}{\text{jam}}$$

$$\text{waktu operasi} = 60 \text{ menit} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{volume bahan} = 397.69 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} = 397.69 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 50% volume tangki (50% ruang uap)

$$\begin{aligned} \text{volume tangki} &= 397.6916 \times (100/50) \\ &= 795.383 \text{ cuft} \end{aligned}$$

**Menentukan ukuran tangki vaporizer dan ketebalannya :**

$$\text{Diambil dimensi rasio } L/D = 16/4 = 4 \text{ (Tabel 4-7, Ulrich)}$$

$$\text{volume tangki} = 1/4 \pi (D^2) L$$

$$795.38 = 1/4 \pi (D^2) 4D$$

$$D = 6.3273 \text{ ft}$$

$$D = 7 \text{ ft} = 84 \text{ in} = 26 \text{ m}$$

$$H = 28 \text{ ft} = 336 \text{ in} = 8.53 \text{ m}$$

### Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :  $t_{\min}$  = tebal shell minimum; in

$P$  = tekanan tangki; psi

$r_i$  = jari-jari tangki; in ( $1/2D$ )

$C$  = faktor korosi; in (digunakan  $1/8$  in)

$E$  = faktor pegelasan, digunakan double welded;  $E = 0.8$

$f$  = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka  $f = 12650$  psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi}$$

$P_{\text{design}}$  diambil 10% lebih besar dari  $P_{\text{operasi}}$  untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 10.46 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 25.16 \text{ psi}$$

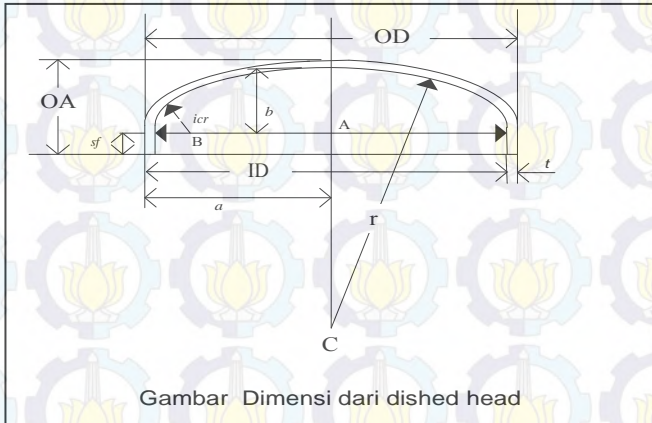
$$P_{\text{design}} = 1.1 \times (P_{\text{total}}) = 27.67 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D = 1/2 \times 84 = 42 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{27.67 \times 42}{fE - 0.6P} + 0.125$$

$$= \frac{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 40.46)}{0.12} \text{ in (digunakan t standar = } 5/8 \text{ in)}$$

**Dimensi tutup, standard torisphericaldishead :**



$$OD = ID + 2th = 84 \text{ in}$$

$$\text{Untuk } OD = 228 \text{ in; didapatkan } rc = 180 \text{ in}$$

$$icr = 13 \frac{3}{4} \text{ in} = 14 \text{ in (Brownell \& Young, T-5.7)}$$

digunakan persamaan 13.12 dari Brownell & Young

$$th = \frac{0.885 \times P \times rc}{fE - 0.1P} + C \text{ (Brownell \& Young, pers 13.12)}$$

dengan :  $th$  = tebal dishead minimum; in

$P$  = tekanan tangki; psi

$rc$  = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

$C$  = faktor korosi; in (diambil 1/8)

$E$  = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint,  $E = 0.8$

$f$  = stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade C  
maka  $f = 12650 \text{ psi}$  (Perry 8th, T.28-11)

$$th = \frac{0.885 \times 27.67 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 40)} + 0.125$$



$$= 0.561 \text{ in digunakan t standard} = 7/8 \text{ in}$$

$$D = C \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID tutup} = \text{OD tangki} - 2(\text{th})$$

$$= 82.48 - 2 \times 0.561$$

$$= 81.36 \text{ in} = 6.78 \text{ ft}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= \frac{81.36}{2}$$

$$= 40.68 \text{ in}$$

$$BC = r - \text{icr}$$

$$= 166.3 \text{ in}$$

$$AB = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= \frac{81.36}{2} - 13.75$$

$$= 26.93 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(166.3^2) - (26.93^2)}$$

$$= 164 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 180 - 164 \text{ in}$$

$$= 15.95 \text{ in}$$

$$\text{OA} = ts + b + sf$$

$$= 12 + 15.95 + 2$$

$$= 29.45 \text{ in} = 2.454 \text{ ft}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11

Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana :  $V = \text{volume, ft}^3$

$D_i = \text{diameter, in}$

$$\begin{aligned} V &= 0.000049 \times (D_i)^3 \\ &= 0.000049 \times 12^3 \\ &= 0.084672 \text{ ft}^3 \\ &= 0.002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Perhitungan Jacket :

Perhitungan sistem penjaga suhu (Kern, 1983. halaman 719) dari neraca panas : suhu yang dijaga  $70^\circ\text{C}$

$$Q = 1429121.1 \text{ kkal/jam}$$

$$= 5667517 \text{ Btu/jam}$$

$$(1 \text{ Btu} = 252.160 \text{ kal})$$

$$\text{suhu masuk rata-rata} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\text{suhu keluar rata-rata} = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 18^\circ\text{F}$$

$$\text{Kebutuhan media} = 243294.32 \text{ kg/jam}$$

$$= 536366.65 \text{ lb/jam}$$

$$\text{densitas media} = 766 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8ed, T. 2-30)}$$

$$= 47.82 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{rate bahan (lb/jam)}}{\rho \text{ bahan (lb/cuft)}}$$

$$= 11215.82 \text{ cuft/jam}$$

$$= 3.116 \text{ cuft/s}$$

$$\text{asumsi kecepatan aliran} = 10 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan aliran}}$$

$$= 0.312 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2)$$

$$\text{dengan : } D_2 = \text{diameter dalam jaket}$$

$$D_1 \text{ diameter luar bejana} = D_1 \text{ bejana} + (2 \times \text{tebal})$$

$$= 19 + 2 \times 0.052 \text{ ft}$$

$$= 19.104 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2)$$

$$0.3115506 = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - 19^2)$$

$$D_2 = 19.11 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Spasi} &= \frac{D_2 - D_1}{2} = \frac{19.11 - 19.104}{2} \\ &= 0.005 \text{ ft} \\ &= 0.062 \text{ in} \end{aligned}$$

**Perhitungan tinggi jaket :**

$$UD = 200 \text{ (Kern, Tabel 8)}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{5667516.998}{200 \times 18} = 1574.3103 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$A_{\text{shell}} = \pi D h \text{ (silinder)}$$

$$A_{\text{dished}} = 6.28 \times R_c \times h \text{ (Hesse, pers 4-16)}$$

$$R_c : \text{Radius of crown} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$h : \text{Tinggi Dished} = 2.45 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{dished}} &= 6.28 \times 15 \times 2.45 \\ &= 231.147 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$1574 = (\pi (19.11) h) + 231.15$$

$$h_{\text{jaket}} = 22.4 \text{ ft}$$

$$\text{tinggi tangki} = 28 \text{ ft}$$

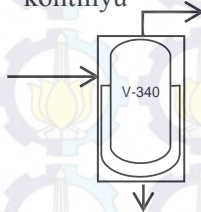
### Spesifikasi Vaporizer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	V-340
Fungsi	menguapkan methanol pada suhu 65°C
Tipe	silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
<b>Dimensi shell :</b>	
Diameter shell inside	7 ft
Panjang shell	28 ft
Tebal shell	5/8 in
<b>Dimensi tutup :</b>	
Tebal tutup dished	7/8 in
Bahan kosntruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	1 buah
<b>Jaket Pemanas :</b>	
Diameter jaket	19 ft
Tinggi jaket	22.38 ft
Jacket spacing	0.062 in



#### 4. VAPORIZER V-450

Fungsi : menguapkan methanol pada suhu 65°C  
 Type : silinder vertical, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas  
 Kondisi Operasi : kontinyu



#### Perhitungan :

Komposisi bahan masuk

Komponen	bahan	Fraksi	Densitas ( $\rho$ )	$x_i/\rho$
	kg/jam	( $x_i$ )	kg/m <sup>3</sup>	
Air	3.14	0.032	1.00	0.032184
Asam sulfat	94.61	0.968	1.84	0.526004
	97.75	1		0.558

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat}/\rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuf}$$

$$(1 \text{ gr/cc} = 62.43 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.032/0.999) + (0.526/1.84)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{111.84394}{1} \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 97.75 \text{ kg/jam} = 215.50 \text{ lb/jam}$$

$$(1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\begin{aligned} \text{rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{215.50 \text{ lb/jam}}{111.84 \text{ lb/cuft}} \\ &= 1.927 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

waktu operasi = 60 menit = 1 jam

volume bahan = 1.927 cuft/jam x 1 jam = 1.9268 cuft

asumsi bahan mengisi 50% volume tangki (50% ruang uap)

volume tangki = 1.9268 x (100/50)  
= 3.854 cuft

### Menentukan ukuran tangki vaporizer dan ketebalannya :

Diambil dimensi rasio L/D = 16/4 = 4 (Tabel 4-7, Ulrich)

volume tangki =  $\frac{1}{4} \pi (D^2) L$   
3.854 =  $\frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$   
D = 1.0706 ft

D = 1 ft = 12 in = 4 m

H = 4 ft = 48 in = 1 m

### Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t min = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r<sub>i</sub> = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi (Brownell, T.13-1)

P operasi = 1 atm = 14.7 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

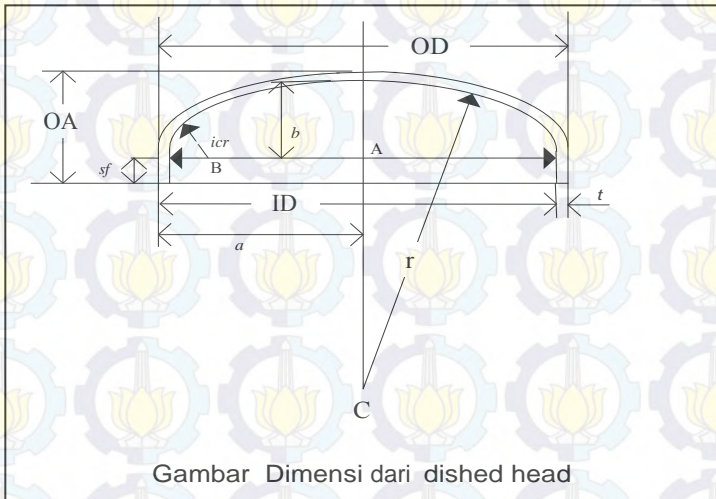
$$P \text{ Hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = 3.11 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) = 17.81 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1.1 \times (P \text{ total}) = 19.59 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D = 1/2 \times 12 = 6 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 40.46)}{19.59 \times 6} + 0.01 \text{ in (digunakan } t \text{ standar} = 5/8 \text{ in)}$$



Gambar Dimensi dari dished head

$$OD = ID + 2th = 12.02 \text{ in}$$

$$\text{Untuk } OD = 228 \text{ in; didapatkan } rc = 180 \text{ in}$$

$$icr = 13 \frac{3}{4} \text{ in} = 13.75 \text{ in (Brownell \& Young, T-5.7)}$$

digunakan persamaan 13.12 dari Brownell & Young

$$th = \frac{0.885 \times P \times rc}{FE - 0.1P} + C \text{ (Brownell \& Young, pers 13.12)}$$

dengan :  $th$  = tebal dishead minimum; in

P tekanan tangki; psi

rc crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C faktor korosi; in (diambil 1/8)

E faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.8

f stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade C  
maka f = 12650 psi (Perry 8th, T.28-11)

$$th = \frac{0.885 \times 19.59 \times 180}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 40.46)} + 0.125$$

$$= 0.433 \text{ in digunakan } t \text{ standard} = 7/8 \text{ in}$$

$$D = C \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 10.27 - 2 \times 0.433$$

$$= 9.41 \text{ in} = 0.784 \text{ ft}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{9.41}{2}$$

$$= 4.703 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 166.3 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{9.41}{2} - 13.75$$

$$= -9.047 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(166.3^2) - (27.03^2)}$$

$$= 166.0 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 180 - 166.0 \text{ in}$$

$$= 14.00 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} OA &= ts + b + sf \\ &= 12 + 14.00 + 2 \\ &= 27.50 \text{ in} = 2.291 \text{ ft} \end{aligned}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11  
Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana :  $V$  = volume,  $ft^3$

$Di$  = diameter, in

$$\begin{aligned} V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\ &= 0.000049 \times 12^3 \\ &= 0.084672 \text{ ft}^3 \\ &= 0.002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Perhitungan Jacket :

Perhitungan sistem penjaga suhu (Kern, 1983. halaman 719) dari  
neraca panas : suhu yang dijaga  $65^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} Q &= 42991 \text{ kkal/jam} \\ &= 170492.6086 \text{ Btu/jam} \\ &\quad (1 \text{ Btu} = 252.2 \text{ kal}) \end{aligned}$$

$$\text{suhu masuk rata-rata} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\text{suhu keluar rata-rata} = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 90^\circ\text{F}$$

$$\text{Kebutuhan media} = 243294.32 \text{ kg/jam}$$

$$= 536366.65 \text{ lb/jam}$$

$$\text{densitas media} = 766 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8ed, T. 2-30)}$$

$$= 47.82 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate bahan (lb/jam)}}{\rho \text{ bahan (lb/cuft)}} \end{aligned}$$

$$= 11215.82 \text{ cuft/jam}$$

$$= 3.116 \text{ cuft/s}$$

$$\text{asumsi kecepatan aliran} = 10 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan aliran}} \end{aligned}$$

$$= 0.312 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2)$$

dengan :  $D_2$  = diameter dalam jaket

$$D_1 \text{ diameter luar bejana} = D_1 \text{ bejana} + (2 \times \text{tebal})$$

$$= 19 + 2 \times 0.052 \text{ ft}$$

$$= 19.104 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2)$$

$$0.3115506 = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - 19^2)$$

$$D_2 = 19.11 \text{ ft}$$

$$\text{Spasi} = \frac{D_2 - D_1}{2} = \frac{19.11 - 19.104}{2}$$

$$= 0.005 \text{ ft}$$

$$= 0.062 \text{ in}$$

### Perhitungan tinggi jaket :

$$UD = 300 \text{ (Kern, Tabel 8)}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{170492.6086}{300 \times 90} = 6.3145411 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$A_{\text{shell}} = \pi D h \text{ (silinder)}$$

$$A_{\text{dished}} = 6.28 \times R_c \times h \text{ (Hesse, pers 4-16)}$$

$$R_c : \text{Radius of crown} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$h : \text{Tinggi Dished} = 2.29 \text{ ft}$$

$$A_{\text{dished}} = 6.28 \times 15 \times 2.29$$

$$= 215.846 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$6.314541 = (\pi (19.11) h) + 215.85$$

$$h_{\text{jaket}} = 3.49 \text{ ft}$$

$$\text{tinggi tangki} = 4 \text{ ft}$$

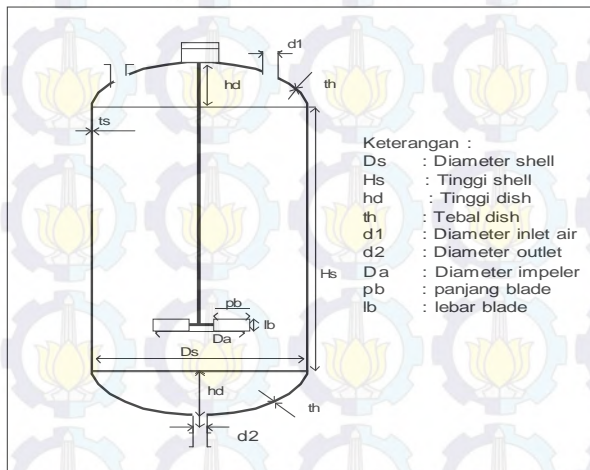
### Spesifikasi Vaporizer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	V-340
Fungsi	menguapkan methanol pada suhu 65°C
Tipe	silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
<b>Dimensi shell :</b>	
Diameter shell inside	1 ft
Panjang shell	4 ft
Tebal shell	5/8 in
<b>Dimensi tutup :</b>	
Tebal tutup dished	7/8 in
Bahan kosntruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	1 buah
<b>Jaket Pemanas :</b>	
Diameter jaket	19.11 ft
Tinggi jaket	3.49 ft
Jacket spacing	0.062 in

## 5. Reaktor transesterifikasi R-230

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi transesterifikasi antara TGS dari minyak dengan methanol membentuk methyl ester dan Glycerol.

Tipe : tangki berbentuk silinder dengan tutup dan dasar *Flange* dan Dished Head yang dilengkapi dengan pengaduk “Impeller” dan jaket pemanas



Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



Proses = continue

Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Waktu Bahan masuk = ½ jam

Waktu pengadukan = 3 jam

Waktu keluar = ½ jam

Total waktu = 4



Komponen	Massa (kg)	Fraksi (x)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	x/ $\rho$	Volume (m <sup>3</sup> )
TGS	225917.8	0.813	945.00	0.000861	239.066
FFA	11.353	0.000	945.00	0.0000000	0.012
Methyl Ester	2680.9	0.010	850.00	0.0000114	3.154
CH <sub>3</sub> OH	28684.175	0.103	739.97	0.0001396	38.764
NaOCH <sub>3</sub>	15336.536	0.055	708.50	0.0000779	21.646
H <sub>2</sub> O	5113.677	0.018	977.81	0.0000188	5.230
Total	277744.44	1.000		0.0011085	307.873

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum x/\rho} = \frac{1}{0.0011085} = 902.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} \text{ pada } 60^\circ\text{C} = 977.8 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{air}} \text{ pada } 60^\circ\text{C} = 0.4061 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{air}} = \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{0.4061}{977.81}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{0.4061}{902.14}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.375 \text{ cp}$$

$$= 0.0003747 \text{ kg/ms}$$

$$\text{Massa larutan} = 277744.44 \text{ kg/hari}$$

$$= 11572.685 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{massa larutan}}{\rho \text{ larutan}} = \frac{11572.685}{902.1404} = 12.83$$

### Menghitung Kecepatan Reaksi



Maka persamaan laju reaksinya :

$$(-r_A = k_1 \cdot C_A^\alpha \cdot C_B^\beta - k_2 \cdot C_C^\epsilon \cdot C_D^\gamma$$

Karena perbandingan mol antara Trigliserida dan methanol 1:6 (Tapasvi, Dhrev and Friend, 2004), sehingga dapat dinyatakan bahwa

konsentrasi methanol mula-mula ( $C_{B0}$ ) lebih besar daripada konsentrasi Trigliserida mula-mula ( $C_{A0}$ ), maka konsentrasi methanol adalah konstan pada setiap waktu dan persamaan laju reaksi menjadi :

$$(-r_A = k \cdot C_A^\alpha \text{ (Levenspiel, "Chemical Reaction Engineering", 3rd ed. Hal 44)}$$

Berdasarkan jurnal "**Kinetika Reaksi Transesterifikasi pada Proses Produksi Biodiesel**" didapat nilai konstanta laju reaksi transesterifikasi ( $k$ ) minyak biji nyamplung orde satu pada suhu 60°C adalah 0.1174 menit<sup>-1</sup>, maka pers. Laju reaksinya menjadi :

$$(-r_A = 0.1174 \times C_A^\alpha$$

### Perhitungan Volume Reaktor Batch dengan Volume Tetap :

Pada treaksi = 30 menit dan  $X_A = 0.95$

$$k = 0.1174 = 7.03 \text{ 1/jam}$$

$$N_{A0} = 267.84362 \text{ kmol}$$

$$C_{A0} = 267.84362$$

$$\frac{307.87}{}$$

$$= 0.870 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{N_{Ao}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_A^n}$$

$$V = \frac{N_{Ao}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{Ao}^n (1 - X_A)^n}$$

$$V = \frac{N_{Ao}}{t k C_{Ao}} \times \ln (1 - X_A)^{0,95}$$

$$V = \frac{N_{Ao}}{t k C_{Ao}} \times - [\ln (1 - 0,95) - \ln (1 - 0)]$$

$$V = \frac{N_{Ao}}{t k C_{Ao}} \times - \ln (0,05/1)$$

$$v = \frac{267.8436}{1082.1727} \times 2.995732$$

$$v = 0.74146 \text{ m}^3(\text{jam})$$

$$v = 195.87148 \text{ gall}(\text{jam})$$

$$v = 26.184659 \text{ ft}^3(\text{jam})$$

## Desain Reaktor Transesterifikasi

### a. Menentukan Ketinggian Vessel

Direncanakan H= 1.5 D

Volume Flange and Dished Head

$$= 0.000049 d_i^3 \text{ (pers.5.11 Brownel hal 88)}$$

$$\text{Volume Shell} = \frac{\pi D^2(H)}{4} \text{ (Pers 3.1, Brownel and Young, hal 41)}$$

Volume Tangki = Volume Shell + 2 x (Volume Flanged + Volume Dished Head)

$$26 = \frac{\pi D^2(H)}{4} + 00049 d_i^3$$

$$\begin{aligned}
 26.184659 &= \frac{2(1.5D)^2}{4} + 2(0.000049 D^3) \\
 104.73864 &= 4.71 D^3 + 0.000098 D^3 \\
 104.73864 &= 4.71 D^3 \\
 D^3 &= 22.23704 \\
 D &= 2.8121 \text{ ft} \\
 &= 33.745 \text{ in} \\
 &= 0.8577 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Vessel (H)} &= 1.5 D \\
 &= 2 \times 2.8121 \\
 &= 4.2181 \text{ ft} = 51 \text{ in} = 1.2865 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### b. Menentukan Ketinggian Liquid

Volume fluida yang menempati reaktor diasumsikan 80% dari volume reaktor, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Liquid} &= 80\% \times \text{Volume Reaktor} \\
 &= 0.8 \times 26.18466 \\
 &= 20.94773 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\pi D^2 (H_{\text{liquid}})}{4}$$

$$20.947728 = \frac{3.14 \times 7.907721 H_{\text{liquid}}}{4}$$

$$\begin{aligned}
 83.79091 &= 24.83024 H_{\text{liquid}} \\
 H_{\text{liquid}} &= 3.3746 \text{ ft} = 1.029 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### c. Menentukan Tekanan Desain

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{luar}} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 17339 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho (H_{\text{liquid}} - 1) \quad (\text{Pers 3.17 Brownel and Young hal 46})$$



$$= \frac{17339 \times 3.375 - 1}{144} = 285.92 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1 \times (14.7 + 15,0512) \\ &= 315.65 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### d. Menentukan Tebal Shell

Untuk menghitung tebal silinder, dibutuhkan data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Bahan yang digunakan} &= \text{Carbon Steel SA 212 Grade B} \\ \text{Maximum Allowable Stress (f)} &= 17500 \text{ psi} \text{ (Brownel \& Young)} \\ \text{Pengelasan} &= \text{Double Welded Butt Joint} \\ \text{Faktor Pengelasan (E)} &= 0.8 \text{ (Tabel 13.2 Brownel \& Young, hal 254)} \\ \text{Faktor Koreksi (C)} &= 0.125 \\ \text{Radius Inside (ri)} &= \text{ID}/2 = 1.4060 \text{ ft} \\ &= 16.872 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal Shell (ts)} &= \frac{P_D \times r_i + C}{fE - 0.6 P_D} \\ &= \frac{315.65 \times 16.872 + 0.125}{17500 \times 0.8 - 189.39} \\ &= 0.511 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai ts distandarisasi menjadi } 1\frac{1}{8} \text{ in} = 1.125 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \text{ (ts standard)}$$

$$= 33.7448 + 2.25$$

$$= 35.9948 \text{ in}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2 \text{ (ts standard)}$$

$$= 33.7448 - 2.25$$

$$= 31.4948 \text{ in}$$

### e. Menentukan tebal " Flange and Dishead Head"

$$\text{Tebal Head (th)} = \frac{P_D \times r_c \times W}{2 F_e - 0.2 P_D} + c$$

$$\text{Radius Crown (rc)} = \text{ID} = 31.495 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside radius pada shell (ri)} &= 6\% \times r_c \\ &= 0.06 \times 31.495 \\ &= 1.8897 \text{ in} \end{aligned}$$

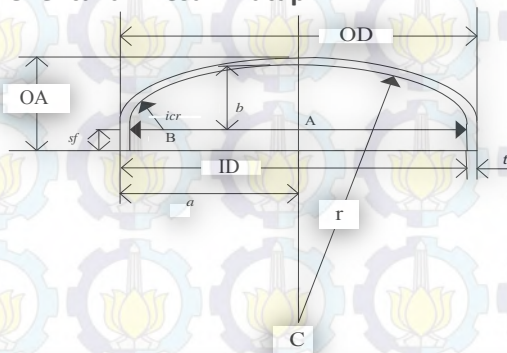
Stress - Intensification factor for Torispherical Dishead Heads

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} (3 + (r_c/r_i)^{0.5}) \quad (\text{Pers 7.76 Brownel \& Young hal 138}) \\ &= \frac{1}{4} (3 + (405,1401 / 24,3804)^{0.5}) \\ &= 1.7706 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{P_D \times r_c \times W}{2 F_e - 0.2 P_D} + c \\ &= 0.629 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ th} \\ &= 31.4948 + 2 \times 0.629 \\ &= 32.7521 \text{ in} \end{aligned}$$

### f. Menentukan Desain Tutup



Gambar 1. Dimensi dari dished head

Dari Brownel&Young hal 87 didapatkan :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{31.495}{2} = 15.747 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr) = 180 - 14.44 = 165.56 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) = \frac{31.495}{2} - 14.44 = 1.3099 \text{ in}$$

$$AC = [(AB)^2 - (BC)^2]^{0.5} = 239.386 \text{ in}$$

$$b = r - A = 180 - 239.386 = -59.39 \text{ in}$$

$$OA = ts + b + sf = 17500 + -59.39 + 3 = 17444$$

#### g. Menentukan Power Pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk (agitator) jenis propeller dengan 4 buah baffle, karena viscositas  $< 3 \text{ cp}$ , yaitu  $0.363 \text{ cp}$

Diperoleh data dari Geankoplis hal 144, tabel 3.4-1

$$Da = 1/3 \text{ Dt}$$

$$C/Dt = 0.3$$

$$W/Da = 0.2$$

$$J/Dt = 0.1$$

$$L/Da = 0.3$$

Dimana :  $Da$  = Diameter pengaduk

$Dt$  = Diameter Tangki

$C$  = Jarak pengaduk ke dasar tangki

$W$  = Lebar Pengaduk

$J$  = Lebar baffle

$L$  = Panjang pengaduk

$$\begin{aligned} Da = 1/3 Dt &= 2.8121 \text{ ft} = 33.745 \text{ in} \\ &= 0.858 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\rho = 902.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.0003747 \text{ kg/ms}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar pengaduk (N)} &= 400 \text{ rpm} \\ &= 6.667 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N'_{Re} &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(3,451)^2 \times 6.6667 \times 873,63}{0.000374673} \\ &= 11808133 \end{aligned}$$

Aliran turbulen karean  $N'_{Re} > 10^4$

Dari Figure 3.4-4 Geankoplis hal 145 diperoleh nilai  $N_p = 0.37$

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5} \\ 0.37 &= \frac{P}{873,63 \times (6.6667)^3 \times (3,451)^5} \end{aligned} \quad \text{Pers 3.4-2 Geankoplis hal 145}$$

$$P = 45902 \text{ J/s} = 45.9 \text{ kW} = 61.56 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 90\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power Motor} &= \frac{P}{\eta} \times 100\% \\ &= 68.39 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Vessel Jacket

Jarak shell dengan jacket ditentukan = 2 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times ts) + \text{jarak shell dengan jacket} \\ &= 31.4948 + (2 \times 3/16) + 2 \\ &= 33.87 \text{ in} = 3 \text{ ft} \end{aligned}$$



Tebal Jacket Shell :

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \\
 &= \frac{315.650 \times 2.8121}{2 \times 17500 \times 0.85} + 0.125 \\
 &= 0.1548 \text{ in} = 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

digunakan tebal jaket (T) 3/16 in

### Spesifikasi Reaktor Transesterifikasi

**Bentuk** : Silinder vertikal dengan tutup dasar atas  
Flanged and Dishead Head

**Volume Tangki** : 26.18466 ft<sup>3</sup>  
**Volume Liquid** : 20.94773 ft<sup>3</sup>  
**Diameter Tangki** : 2.81207 ft  
**Tinggi Tangki** : 4.2181 ft  
**Tinggi Liquid** : 3.3746 ft

#### Shell

**ID** : 31.495 in  
**Tebal** : 1.125 in  
**OD** : 32.7521 in  
**Bahan** : Carbon Steel SA 212 Grade B  
**Welded** : Double Welded Butt Joint

#### Flange & Dished Head

**ID** : 31.4948 in  
**Tebal** : 0.6287 in  
**OD** : 32.7521 in  
**Bahan** : Carbon Steel SA 212 Grade B  
**Welded** : Double Welded Butt Joint

lcr : 14.438 in

r : 180 in

**Spesifikasi Pengaduk**

Tipe : Propeller dengan 4 buah baffle

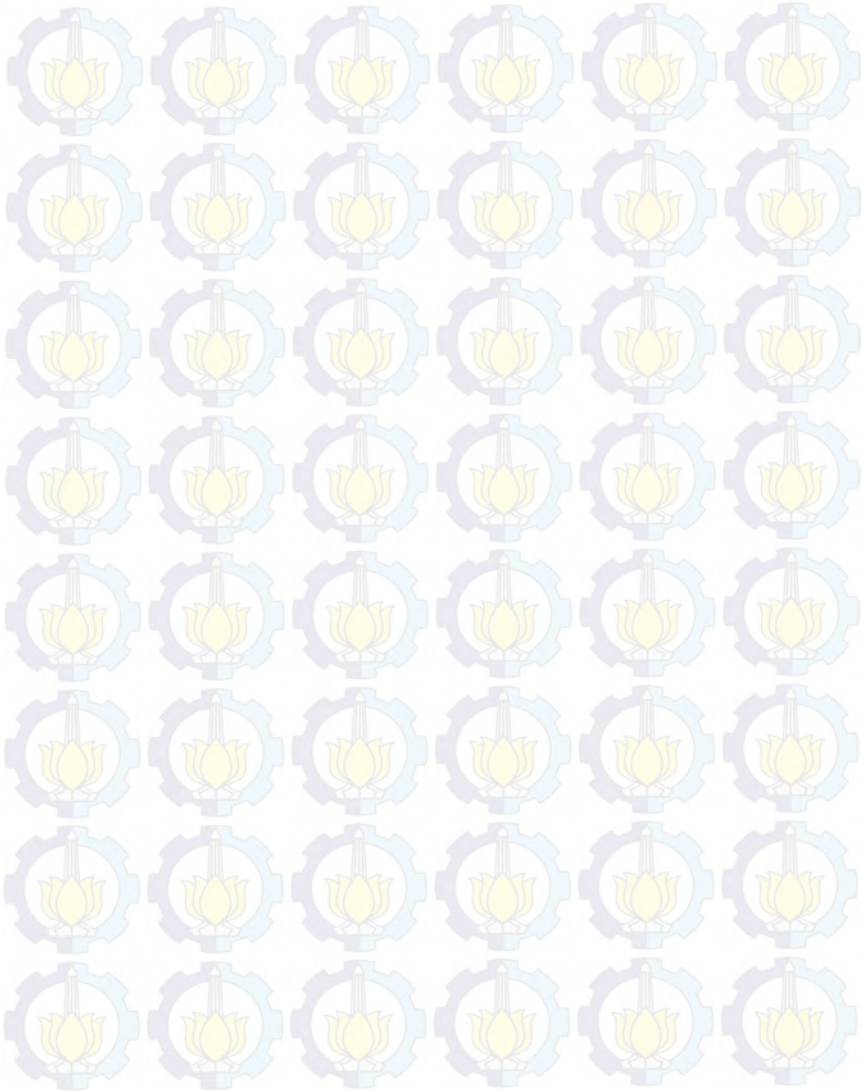
Jumlah : 1

Diameter : 0.8577 m

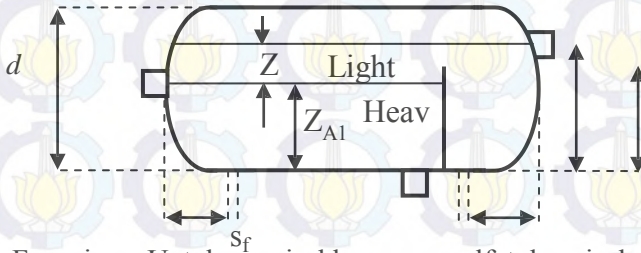
Putaran : 400 rpm

Power Motor : 68.39 Hp

**Tebal Vessel Jacket** : 3/16 in



## 6 Decanter 1



Fungsi : Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk metil ester

Komposisi bahan masuk

Komponen	Massa	Fraksi	$\rho$	$x \cdot \rho$	Volume
	(kg)	(x)	(kg/m <sup>3</sup> )		m <sup>3</sup>
TGS	225917.8	0.978	945.0	924.4	239.1
FFA	11.35	0.000	945.0	0.05	0.012
Methyl Ester	1182.64	0.005	850.0	4.35	1.391
CH <sub>3</sub> OH	1498.29	0.006	791.8	5.14	1.892
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2270.53	0.010	1840	18.09	1.234
H <sub>2</sub> O	75.43	0.000	999.0	0.33	0.076
Total	230956.00	1.00		952.3	243.7

P = 15 psia

T = 30 °C = 86 °F

Tangki direncanakan berjumlah 2

Kapasitas = 9623.17 kg/jam

$\rho$  campuran = 952.3 kg/m<sup>3</sup> = 59.45 lb/cuft

Volume camp = 10.15298 m<sup>3</sup>/jam

= 358.5322 ft<sup>3</sup>/jam

Light phase



$$\text{Rate} = 9525.419 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{light}} = 882.9500 \text{ kg/m}^3 = 55.12 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{light}} = 3.571 \text{ cP} = 0.004 \text{ kg/m.s}$$

Heavy phase (aliran 20)

$$\text{Rate} = 97.74822 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{heavy}} = 1419.5 \text{ kg/m}^3 = 88.62 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{heavy}} = 46.35 \text{ cP} = 0.046 \text{ kg/m.s}$$

Penentuan ukuran decanter :

Diameter partikel fasa bawah dalam fasa atas

$$(D_p = 0.0001 \text{ (Ulrich, 1984)})$$

$$K = D_p \left[ \frac{g \rho_h (\rho_h - \rho_l)}{\mu_l^2} \right]^{1/3}$$

Keterangan :

$$D_p = \text{diameter gelembung (m)}$$

$$g = \text{percepatan gravita} = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_h = \text{densitas fasa atas (kg/m}^3)$$

$$\rho_l = \text{densitas fasa bawah (kg/m}^3)$$

$$\mu_l = \text{viskositas fasa atas (kg/m.s)}$$

$$K = 0.0001 \left[ \frac{10 \times 1420 (1420 - 883.0)}{0.0000128} \right]^{1/3}$$

$$K = 0.836496$$

Untuk  $0 < K < 3.3$  maka persamaan untuk kecepatan terminal :

$$U_t = g \frac{D_p^2}{18\mu_l} (\rho_h - \rho_l)$$

Dimana :

$U_t$  = kecepatan akhir fasa bawa (m/s)

$D_p$  = diameter gelembung (m)

$\rho_h$  = densitas fasa atas ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_l$  = densitas fasa bawah ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu_l$  = viskositas fasa bawah ( $\text{kg/m.s}$ )

$$U_t = 9.8 \frac{0.00000001 (1420 - 883.0)}{18 \times 0.046}$$

$$= 0.0000630252 \text{ m/s}$$

Perbandingan panjang dengan diameter decanter tekanan 1 atm

$$L_s/d_i = 3 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\frac{L_s}{d_i} \geq \frac{0.5 U_{\text{avg}}}{U_t}$$

$$3 \geq \frac{0.5 U_{\text{avg}}}{0.00006303}$$

$$U_{\text{avg}} \leq 0.000378 \text{ m/s}$$

$$\leq 1.361344 \text{ m/jam}$$

$U_{\text{avg}}$  maksimum harus  $< 8U_t$  agar turbulensi pada permukaan dapat dicegah (Ulrich, 1984)

$$U_{\text{avg}} < 8U_t$$

$$0.00037815 < 8 \times 0.00006303$$

$$0.00037815 < 0.00050420 \quad (\text{memenuhi})$$

$$U_{\text{avg}} = \frac{Q_{\text{total}}}{A}$$

$$1.36134 = \frac{10.1530}{0.25 \pi d_i^2}$$

$$\begin{aligned}
 d_i^2 &= 9.5 \\
 d_i &= 3.0823 \text{ m} \\
 &= 10.112 \text{ ft} \\
 L_s &= 3 d_i \\
 &= 3 \times 3.0823 \\
 &= 9.246967 \text{ m} \\
 &= 30.33745 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung waktu tinggal :

$$\begin{aligned}
 \theta &= \frac{d_i}{2U_t} \\
 &= \frac{3.0823}{2 \times 0.00006303} \\
 &= 24453.11 \text{ s} \\
 &= 6.792529 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 6.79 jam,

sehingga volume liqui 2435.34 ft<sup>3</sup>/tangki

Asumsi volume liquid 95% volume tangki, sehingga :

Volume bejana= 2563.52 ft<sup>3</sup>

Menentukan tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3 \\
 2435.34 &= 80.2759 L_{\text{liquida}} + 87.59 \\
 L_{\text{liquida}} &= 29.25 \text{ ft} = 351.0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena silindernya horizontal, maka diasumsikan  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki me 90%  $L_{\text{liquida}}$  saat tangkinya tegak, sehingga  $L_{\text{liquida}}$  26.32 ft

Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144$$

$$= 10.8671 \text{ psia}$$

$$P_{\text{perencanaan}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 25.6 \text{ psi} = 10.87 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{perencanaan}}$$

$$= 11.95 \text{ psig}$$

Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan Carbon Steel, SA-212 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 16250 \text{ psia}$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint,  $E = 0.85$

$$t_s = \frac{P_d d_i}{2(fE - 0.6 P_d)} + c \quad \text{Persamaan (13-1) Brownell \& Young}$$

$$= \frac{11.95 \times 121.3}{2 (16250 \times 0.85 - 0.6 \times 11.95)} + 0.125$$

$$= \frac{1450.597}{2 \times 13805.328} + 0.125$$

$$= 0.178 \text{ in}$$

distandarisasi, maka diperoleh  $t_s = 0.25 \text{ in}$

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$= 121.8 \text{ in}, \text{ distandarisasi maka diperoleh}$$

$$d_o = 144 \text{ in}$$

sehingga didapatkan nilai  $d_i$  baru yaitu :

$$d_i = d_o - 2 t_s$$



$$= 144 - 0.50$$

$$= 143.5 \text{ in} = 11.96 \text{ ft}$$

Menentukan lebar silinder

$$L_s = 3 d_i$$

$$= 35.88 \text{ ft} = 430.5 \text{ in}$$

Menentukan lebar tutup kanan dan tutup kiri berbentuk dishead head

$$h_a = h_b = 0.169 d_i$$

$$= 24.25 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup kanan dan tutup kiri berbentuk dishead head

$$rc = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, hal 89})$$

$$t_{ha} = \frac{0.085 \times P_d \times rc}{2(fE - 0.1 P_d)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{134.122}{2 \times 13811.3} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.1299 \text{ in}$$

distandarisasi, maka :

$$t_{ha} = 0.1875 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 3/16 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young didapatkan :

$$icr = 8.75 \text{ in}$$

$$sf = 2.0 \text{ in}$$

$$\text{maka, Lebar tangki} = L_s + h_a + h_b + 2sf$$

$$= 483.0 \text{ in}$$

$$= 40.25 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi liquid di dalam tangki

$$Z_T = 90\% \times d_i$$

$$= 0.9 \times 11.96$$

$$= 10.76 \text{ ft} = 129.2 \text{ in}$$

Apabila interface adalah setengah dari dasar tangki dan permukaan liquid, maka :

$$\begin{aligned} Z_{A1} &= 0.5 \times 10.76 \\ &= 5.381 \text{ ft} = 64.58 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 2.14, Mc.Cabe 5<sup>th</sup> edition, maka ketinggian dari heavy phase overflow :

$$\begin{aligned} Z_{A2} &= Z_{A1} + \frac{\rho_{\text{light}}}{\rho_{\text{heavy}}} (Z_T - Z_{A1}) \\ &= 5.381 + \frac{55.12}{88.62} (10.76 - 5.381) \\ &= 8.728 \text{ ft} \\ &= 104.7 \text{ in} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Peralatan :

Nama Alat : Decanter 1

Fungsi : Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk

Bentuk : Berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head

Kapasitas : 2563.52 ft<sup>3</sup>

Dimensi : Lebar tangki = 483.0 in

Diameter dalam silinder = 143.5 in

Diameter luar bagian silin = 144 in

Tebal silinder = 0.25 in

Tebal tutup atas = 0.19 in

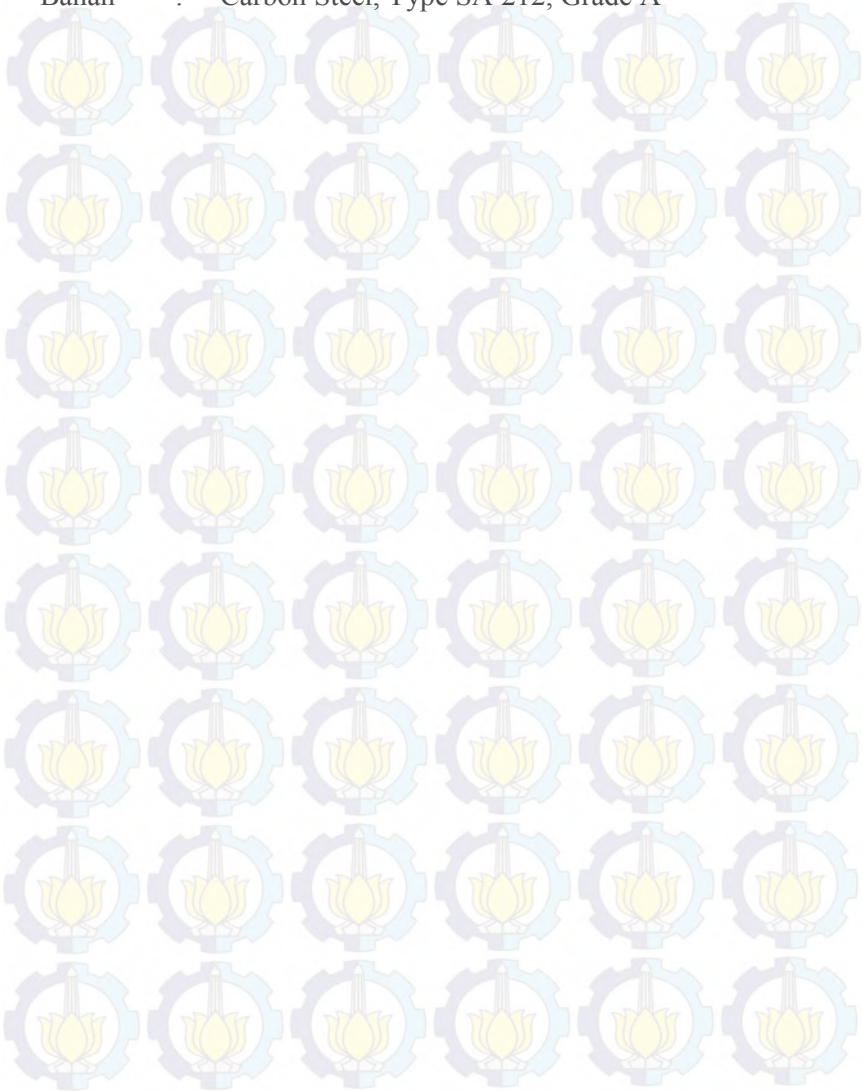
Tebal tutup bawah = 0.19 in

Tinggi liquid total = 129.2 in

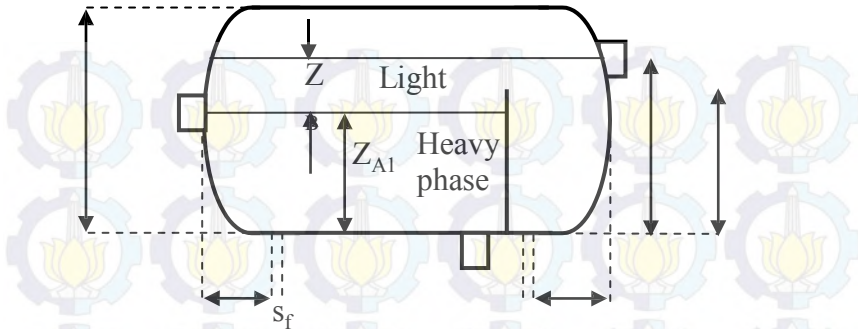
Tinggi heavy phase = 64.58 in

Tinggi heavy phase overfl = 104.7 in

Bahan : Carbon Steel, Type SA-212, Grade A



## 7. Decanter 2



Fungsi : Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk metil ester

Komposisi bahan masuk

Komponen	Massa	Fraksi	$\rho$	$x \cdot \rho$	Volume
	(kg)	(x)	( $\text{kg}/\text{m}^3$ )		$\text{m}^3$
TGS	2259	0.008	945.0	7.687	2.3907
FFA	11.3527	0.000	945.0	0.039	0.0120
Methyl Ester	225910	0.813	850.0	691.4	265.777
$\text{CH}_3\text{OH}$	4694.8	0.017	791.8	13.4	5.9293
$\text{NaOCH}_3$	15336.5	0.055	1840	101.6	8.3351
$\text{H}_2\text{O}$	5113.68	0.018	999.0	18.4	5.1188
Gliserol	24400.5	0.088	1254	110.2	19.4581
Total	277726	1.0		942.7	307.0208

P = 15 psia

T = 30 °C = 86 °F

Tangki direncanakan berjumlah 2

Kapasitas = 10555.24 kg/jam

$\rho$  campuran =  $942.7 \text{ kg}/\text{m}^3$  = 59 lb/cuft

Volume camp =  $12.79253 \text{ m}^3/\text{jam}$

=  $451.7427 \text{ ft}^3/\text{jam}$



### Light phase

$$\text{Rate} = 9703.151 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{light}} = 882.9500 \text{ kg/m}^3 = 55.12 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{light}} = 3.571 \text{ cP} = 0.004 \text{ kg/m.s}$$

### Heavy phase (aliran 20)

$$\text{Rate} = 852.0922 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{heavy}} = 1419.5 \text{ kg/m}^3 = 89 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{heavy}} = 46 \text{ cP} = 0.046 \text{ kg/m.s}$$

### Penentuan ukuran decanter :

Diameter partikel fasa bawah dalam fasa atas

$$(D_p = 0.0001 \text{ (Ulrich, 1984)})$$

$$K = D_p \left[ \frac{g \rho_h (\rho_h - \rho_l)}{\mu_l^2} \right]^{1/3}$$

Keterangan :

$$D_p = \text{diameter gelembung (m)}$$

$$g = \text{percepatan gravita} = 10 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_h = \text{densitas fasa atas (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_l = \text{densitas fasa bawah (kg/m}^3\text{)}$$

$$\mu_l = \text{viskositas fasa atas (kg/m.s)}$$

$$K = 0.0001 \left[ \frac{10 \times 1420 (1420 - 883.0)}{0.0000128} \right]^{1/3}$$

$$K = 0.8365$$

Untuk  $0 < K < 3.3$  maka persamaan untuk kecepatan terminal :

$$U_t = g \frac{D_p^2}{18\mu_l} (\rho_h - \rho_l)$$

Dimana :

$U_t$  = kecepatan akhir fasa bawa (m/s)

$D_p$  = diameter gelembung (m)

$\rho_h$  = densitas fasa atas ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_l$  = densitas fasa bawah ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu_l$  = viskositas fasa bawah ( $\text{kg/m.s}$ )

$$U_t = 9.8 \frac{0.00000001}{18 \times 0.046} (1420 - 883.0)$$

$$= 0.0000630252 \text{ m/s}$$

$$L_s/d_i = 3 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\frac{L_s}{d_i} \geq \frac{5 U_{\text{avg}}}{U_t}$$

$$3 \geq \frac{0.5 U_{\text{avg}}}{0.0000630252}$$

$$U_{\text{avg}} \leq 0.000378 \text{ m/s}$$

$$\leq 1.361344 \text{ m/jam}$$

$U_{\text{avg}}$  maksimum harus  $< 8U_t$  agar turbulensi pada permukaan dapat dicegah (Ulrich, 1984)

$$U_{\text{avg}} < 8U_t$$

$$0.0003781510 < 8 \times 0.000063025$$

$$0.0003781510 < 0.000504201 \quad (\text{memenuhi})$$

$$U_{\text{avg}} = \frac{Q_{\text{total}}}{A}$$

$$1.361344 = \frac{12.79253}{0.25 \pi d_i^2}$$

$$d_i^2 = 12$$

$$d_i = 3.4599 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 11.351 \text{ ft} \\
 L_s &= 3 d_i \\
 &= 3 \times 3.4599 \\
 &= 10.3796 \text{ m} \\
 &= 34.05341 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung waktu tinggal :

$$\begin{aligned}
 \theta &= \frac{d_i}{2U_t} \\
 &= \frac{3.4599}{2 \times 0.000063025} \\
 &= 27448.3 \text{ s} \\
 &= 7.624529 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 7.62 jam,  
 sehingga volume liqui 3444.325 ft<sup>3</sup>/tangki  
 Asumsi volume liquid 95% volume tangki, sehingga :  
 Volume bejana = 3625.605 ft<sup>3</sup>

Menentukan tinggi liquid

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquida}} &= (\pi/4 \times d_i^2 \times L_{\text{liquida}}) + 0.0847 d_i^3 \\
 3444.33 &= 101.1459 L_{\text{liquida}} + 123.9 \\
 L_{\text{liquida}} &= 32.83 \text{ ft} = 393.9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena silindernya horizontal, maka diasumsikan  $L_{\text{liquida}}$  yang mengisi tangki menjad 90%  $L_{\text{liquida}}$  saat tangkinya tegak, sehingga liquida = 29.55 ft

Menentukan tekanan desain ( $P_d$ )

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times (g/g_c) \times L_{\text{liquida}} / 144 \\
 &= 12.0748 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 26.8 \text{ psi} = 12.07 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\ &= 13.28 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal silinder

Bahan yang digunakan Carbon Steel, SA-212 Grade A

Dari Brownell and Young :

$$f = 16250 \text{ psia}$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

Dipilih sambungan las double welded butt joint, 0.85

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d d_i}{2(f E - 0.6 P_d)} + c \quad \text{Persamaan (13-1) Brownell \& Young} \\ &= \frac{13.28 \times 136.2}{2 (16250 \times 0.85 - 0.6 \times 13.28)} + 0.125 \\ &= \frac{1809.228}{2 \times 13804.531} + 0.125 \\ &= 0.191 \text{ in} \end{aligned}$$

distandarisasi, maka diperoleh 0.25 in

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 136.7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$d_o = 144 \text{ in}$$

sehingga didapatkan nilai  $d_i$  baru yaitu :

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - 2 t_s \\ &= 144 - 0.50 \\ &= 143.5 \text{ in} = 11.96 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan lebar silinder

$$L_s = 3 d_i$$



$$= 35.88 \text{ ft} = 430.5 \text{ in}$$

Menentukan lebar tutup kanan dan tutup kiri berbentuk dishead head

$$h_a = h_b = 0.169 d_i \\ = 24.25 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup kanan dan tutup kiri berbentuk dishead head

$$r_c = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, hal 89})$$

$$t_{ha} = \frac{x P_d \times r_c}{2(f E - 0.1 P_d)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{149.027}{2 \times 13811.17} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.1304 \text{ in}$$

distandarisasi, maka :

$$t_{ha} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 3/16 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 Brownell and Young didapatkan :

$$i_{cr} = 8.75 \text{ in}$$

$$sf = 2.0 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{maka, Lebar tangki} &= L_s + h_a + h_b + 2sf \\ &= 483.0 \text{ in} \\ &= 40.25 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid di dalam tangki

$$\begin{aligned} Z_T &= 90\% \times d_i \\ &= 0.9 \times 11.96 \\ &= 10.76 \text{ ft} = 129.2 \text{ in} \end{aligned}$$

Apabila interface adalah setengah dari dasar tangki dan permukaan liquid, maka :

$$\begin{aligned} Z_{A1} &= 0.5 \times 10.76 \\ &= 5.381 \text{ ft} = 64.58 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 2.14, Mc.Cabe 5<sup>th</sup> edition,  
maka ketinggian dari heavy phase overflow :

$$\begin{aligned} Z_{A2} &= Z_{A1} + \frac{\rho_{\text{light}}}{\rho_{\text{heavy}}} (Z_T - Z_{A1}) \\ &= 5.381 + \frac{55.12}{88.62} (10.76 - 5.381) \\ &= 8.728 \text{ ft} \\ &= 104.7 \text{ in} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Perlatan :

Nama Alat : 7. Decanter 2

Fungsi : Untuk memisahkan asam sulfat dan air dari produk

Bentuk : Berbentuk silinder dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished head

Kapasitas : 3625.61 ft<sup>3</sup>

Dimensi : Lebar tangki = 483.0 in

Diameter dalam silinder = 143.5 in

Diameter luar bagian silin = 144 in

Tebal silinder = 1/4 in

Tebal tutup atas = 3/16 in

Tebal tutup bawah = 3/16 in

Tinggi liquid total = 129.2 in

Tinggi heavy phase = 64.58 in

Tinggi heavy phase overfl = 104.7 in

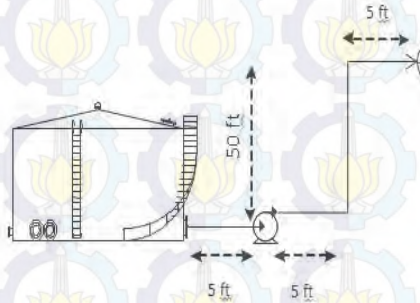
Bahan : Carbon Steel, Type SA-212, Grade A

## 8. POMPA L-112

Fungsi : mengalirkan PFAD dari storage PFAD ke reaktor esterifikasi

Type : Pompa sentrifugal

Yang Akan Dihitung : Power Pompa



### Data Konversi

1 lb = 0.454 kg

1 c = 0.00067197 lb/ft.s

1 ft = 7.481 gal

1 m = 3.281 ft

1 ft = 12 in

### Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg/jam)	fraksi berat	$\rho$ bahan (gr/cc)
TGS	9413.2402	0.995	0.945
FFA	47.3027	0.005	0.945
	9460.542929	1.000	

Rate masuk = 9461 kg/jam

= 20857 lb/jam

$\rho$  campuran =  $\frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat} / \rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuf}$

$$(1 \text{ gr/cc} = 62.43 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.995/0.945) + (0.005/0.945)} \times 62.43 \text{ lb/cuf}$$

$$\rho \text{ campuran} = 58.99635 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu = 1.67 \text{ cp}$$

$$= 0.0011 \text{ lb/ft s}$$

$$\text{Rate fluida,} = 353.5 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.098 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 44.08 \text{ gpm}$$

$$= 10.01 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$D_{i_{\text{opt}}} = 3.9 \times Q^{0.45} \times r^{0.13} \text{ (Timmerhaus, 496 pers. 15)}$$

$$= 2.332 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2 \text{ in} = 0.167 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.067 \text{ in} = 0.172 \text{ ft}$$

$$A = 3.355 \text{ in}^2 = 0.023 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear ali} = \text{Rate volumetrik} / A$$

$$= 0.098 / 0.023$$

$$= 4.215 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{r \times v \times D}{\mu}$$

$$\text{Nre} = 42307.131$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

**Menentukan kerja pompa**

Persamaan Bernouli :

$$Dv^2/(2gc) + Dz (g/gc) + D(P/r) + \Delta hf = h Wp$$



dimana :

\* faktor energi kinetik  $Dv^2/(2gc) = 0$

(  $v_1 = v_2, Dv = 0$

\* beda tinggi  $Dz = 50 \text{ ft}$

\* Titik referens,  $P = \text{Tekanan dalam tangki}$   
 $= 14.7 \text{ psi}$

$P_2 = \text{Tekanan dalam heat exchanger}$   
 $= 14.7 \text{ psi}$

$D(P/r) = 0$

Perhitungan  $h_f$  (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow  $90^\circ$

1 buah gate valve

1 buah globe valve

\* friksi dalam 2 buah elbow  $90^\circ$  :

$hf_1 = 2 \times kf \times v^2 / (kf = 0.75)$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{0.75 \times 13.24}{2 \times 32.17}$$

$= 0.154 \text{ ft.lbf/lb}$

\* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$hf_2 = kf \times v^2 / 2g \text{ (kf = 10)}$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{10 \times 13.24}{2 \times 32.17}$$

$= 1.954 \text{ ft.lbf/lb}$

\* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$hf_3 = kf \times v^2 / 2g \text{ (kf = 5)}$

$$= \frac{5 \times 13.24}{2 \times 32.17}$$

$$= 0.926 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0.000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0.002$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0.007$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total,} &= 50 \text{ ft} \\ &= 15.24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times DL/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0.007 \times 50 \times 13.24}{0.023 \times 2 \times 32.17} \\ &= 12.36 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

\* kehilangan karena kontraksi :

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha g \text{ ( } k_f = 1 \text{ )} \\ &= \frac{1 \times 13.24}{2 \times 1 \times 32.17} \\ &= 0.226 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

\* kehilangan karena ekspansi :

$$\begin{aligned} h_e &= k_e v^2 / 2 \text{ ( } k_e = 1 \text{ )} \\ &= \frac{1 \times 13.24}{2 \times 1 \times 32.17} \\ &= 0.411 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e \\ &= 16.03 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} h_{Wp} &= Dv^2/(2gc) + Dz (g/gc) + D(P/r) + \sum h_f \\ &= 0 + 50 + 0 + 16.03 \end{aligned}$$

$$= 66.03$$

$$\begin{aligned} h &= 0.577 \\ &= 57.7 \\ W_p &= \frac{66.0}{0.6} \\ &= 114.4 \text{ ft.lbf/lb} \\ \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\ &= \frac{114.4 \times 4.211}{550} \\ &= 0.876 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi moto 80% (fig. 14-38 Peters & Timmerhaus)

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1.095$$



TUGAS AKHIR TK 145501

# PABRIK BIODIESEL DARI PFAD(*PALM FATTY ACID DISTILLATE*) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI METODE *FOOLPROOF*

@] [ U ' = b X f ] mU b ]  
B F "D & ' % & \$ ' \$ ' \$

8 ] b ] ' G i f mU b ]  
B F "D & & % \$ ' \$ ' \$ ' +

8 c 0 Y a V ] a V ] b [  
= f="a U Q m U Z f A " H "

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2015





FINAL PROJECT TK 145501

# BIODIESEL PLANT FROM PFAD (PALM FATTY ACID DISTILLATE) WITH TRANSESTERIFICATION PROCESSTHROUGH FOOLPROOF METHOD

@ ] [ U ' = b X f ] m U b ]  
B F "D & ' % & ' \$ ' \$ ' \$

8 ] b ] ' G i f m U b ]  
B F "D & ' % & ' \$ ' \$ ' \$ ' +

@ Y W h i f Y f  
= f = "a ' U a ' ' G ž m ' U A Z " f H " "

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2015

